

TA/TK/2008/431

**PRA RANCANGAN  
PABRIK BIODIESEL DARI DISTILAT  
ASAM LEMAK MINYAK SAWIT DAN METHANOL  
KAPASITAS 80.000 TON / TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



No INV	3466/TK/FTI/2009
TANGGAL	9 Januari 2009
ASAL	Edi/Hadih
HARGA	Rp -
PERPUSTAKAAN FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

Disusun Oleh :

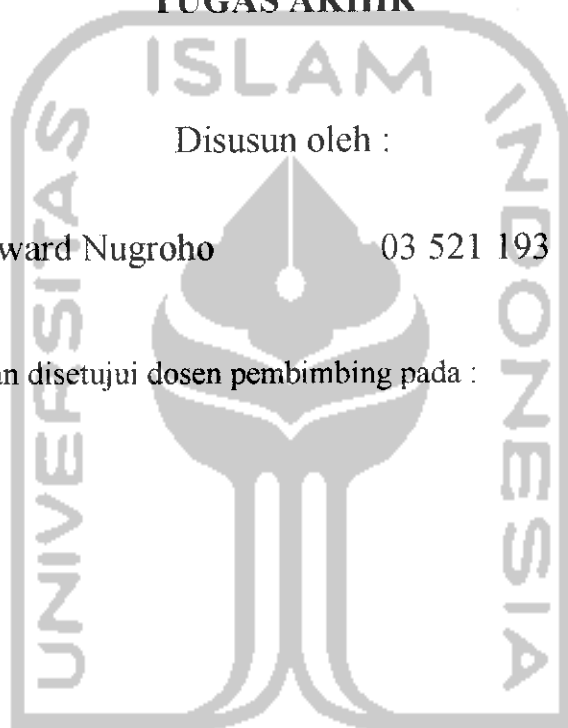
Ketik Lidhiyawati                      03 521 165  
Edward Nugroho                        03 521 193

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
JOGJAKARTA  
2008**

# HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

## PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI DISTILAT ASAM LEMAK MINYAK SAWIT (DALMS) DAN METANOL KAPASITAS 80.000 TON / TAHUN

### TUGAS AKHIR



Disusun oleh :

Edward Nugroho 03 521 193

Telah disyahkan dan disetujui dosen pembimbing pada :

Hari :

Tanggal :

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Agus Prasetya', is written over the printed name below.

Ir. Agus Prasetya. M.Sc., Ph. D

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Edward Nugroho

No. Mahasiswa : 03 521 193

Menyatakan bahwa seluruh hasil skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, November 2008



( Edward Nugroho)

## KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

الشُّكْرُ عَلَيْكُمْ وَرَحْمَةُ اللَّهِ وَبَرَكَاتُهُ

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT. yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan dan menyusun Tugas Akhir **“Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Distilat Asam Lemak Minyak Sawit dan Methanol Dengan Kapasitas 80.000 ton/tahun”** ini. Tugas Akhir ini disusun untuk memenuhi syarat mendapat gelar Sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Pertama-tama kami ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Agus Prasetya, M.Sc., Ph.D., selaku pembimbing.
2. Pemimpin dan seluruh staf FTI Universitas Islam Indonesia yang telah membantu secara administrative.
3. Dan semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa laporan ini jauh dari sempurna, oleh karena itu segala kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan Tugas Akhir ini sangat kami harapkan. Akhir kata semoga hasil tulisan kami ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

وَالشُّكْرُ عَلَيْكُمْ وَرَحْمَةُ اللَّهِ وَبَرَكَاتُهُ

Yogyakarta, November 2008

Edward Nugroho

## DAFTAR ISI

<b>Halaman Judul</b> .....	<b>i</b>
<b>Halaman Pengesahan Pembimbing</b> .....	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan Penguji</b> .....	<b>iii</b>
<b>Halaman Pernyataan keaslian</b> .....	<b>iv</b>
<b>Kata Pengantar</b> .....	<b>v</b>
<b>Daftar Isi</b> .....	<b>vi</b>
<b>Daftar Tabel</b> .....	<b>ix</b>
<b>Daftar Gambar</b> .....	<b>xi</b>
<b>Daftar Grafik</b> .....	<b>xii</b>
<b>Abstraksi</b> .....	<b>xiv</b>
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b>	
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Tinjauan Pustaka .....	12
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1. Spesifikasi Bahan Baku .....	18
2.2. Spesifikasi Bahan Pembantu .....	19
2.3. Spesifikasi Produk .....	19
2.4. Pengendalian Kualitas	
2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	20
2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk .....	21
2.4.3. Pengendalian Kuantitas .....	24

2.4.4. Pengendalian Waktu.....	24
2.4.5. Pengendalian Bahan Proses .....	24
<b>BAB III. PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1. Uraian Proses	
3.1.1. Tahap Penyiapan Bahan Baku.....	25
3.1.2. Tahap Reaksi.....	26
3.1.3. Tahap Pemurnian Produk.....	26
3.2. Spesifikasi Alat .....	28
3.3. Perencanaan Produksi	
3.3.1. Kapasitas Perancangan.....	64
3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	69
<b>BAB IV. PERANCANGAN PABRIK</b>	
4.1. Lokasi Pabrik	
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	71
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	73
4.2. Tata Letak Pabrik.....	74
4.3. Tata Letak Alat Proses.....	80
4.4. Alir Proses dan Material	
4.4.1. Perhitungan Neraca Massa.....	84
4.4.2. Perhitungan Neraca Panas.....	87
4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)	
4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	91
4.5.2. Unit Pembangkit Steam .....	100

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik.....	101
4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	105
4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan.....	105
4.5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	106
4.5.7. Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	106
4.6. Laboratorium	
4.6.1. Kegunaan Laboratorium.....	131
4.6.2. Program Kerja Laboratorium.....	132
4.6.3. Alat Analisa Penting.....	135
4.7. Organisasi Perusahaan	
4.7.1. Bentuk Perusahaan.....	136
4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan.....	137
4.7.3. Tugas dan Wewenang.....	140
4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	151
4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	151
4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah karyawan dan gaji.....	154
4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	157
4.7.8. Manajemen Produksi.....	159
4.8. Analisa Ekonomi	
4.8.1. Penaksiran Harga Peralatan.....	161
4.8.2. Dasar Perhitungan.....	164
4.8.3. Perhitungan Biaya.....	164
4.8.4. Analisa kelayakan.....	166

4.8.5. Hasil Perhitungan .....	169
<b>BAB V.PENUTUP</b>	
5.1 Kesimpulan .....	175
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	177
<b>LAMPIRAN</b>	

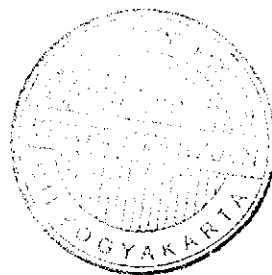
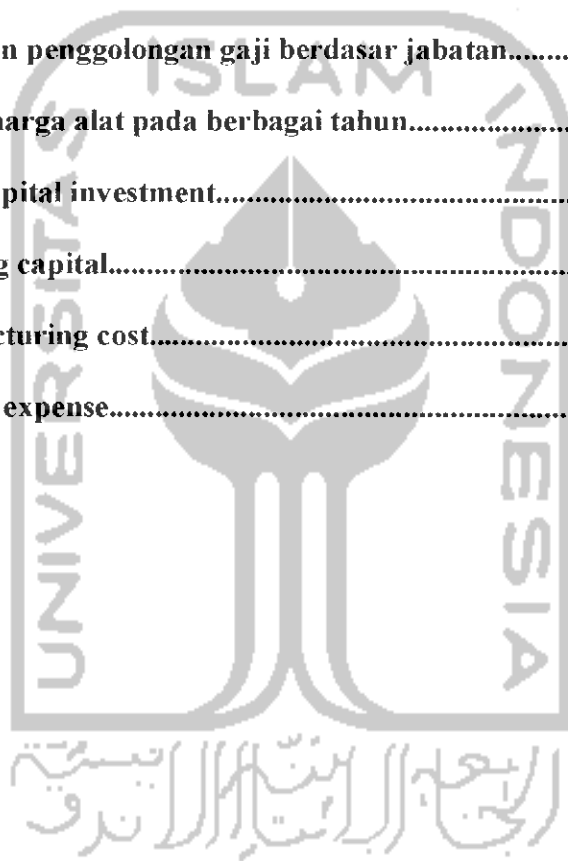




## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	proyeksi sumberdaya dan cadangan bahan bakar fosil.....	5
Tabel 1.2	Perbandingan emisi biodiesel dan petrosolar.....	7
Tabel 1.3	Standar biodiesel DIN V51606.....	15
Tabel 3.1	Konsumsi minyak solar dalam negeri periode 1996-2001.....	65
Tabel 4.1	Perincian luas tanah bangunan pabrik.....	78
Tabel 4.2	Neraca massa di Mixer 1.....	84
Tabel 4.3	Neraca massa di Reaktor 1.....	84
Tabel 4.4	Neraca massa di Reaktor 2.....	85
Tabel 4.5	Neraca massa di Decanter 1.....	85
Tabel 4.6	Neraca massa di Evaporator 1.....	86
Tabel 4.7	Neraca massa di Menara Distilasi 1.....	86
Tabel 4.8	Neraca massa di Menara Distilasi 2.....	87
Tabel 4.9	Neraca panas di Mixer 1.....	87
Tabel 4.10	Neraca panas di Reaktor 1.....	88
Tabel 4.11	Neraca panas di Reaktor 2.....	88
Tabel 4.12	Neraca panas di Decanter 1.....	88
Tabel 4.13	Neraca panas di Evaporator 1.....	89
Tabel 4.14	Neraca panas di Menara Distilasi 1.....	89
Tabel 4.15	Neraca panas di Menara Distilasi 2.....	90
Tabel 4.16	Kebutuhan air pendingin.....	97
Tabel 4.17	Kebutuhan air pembangkit steam.....	98

<b>Tabel 4.18</b>	<b>Kebutuhan air untuk perkantoran dan pabrik.....</b>	<b>99</b>
<b>Tabel 4.19</b>	<b>Kebutuhan listrik alat proses.....</b>	<b>102</b>
<b>Tabel 4.20</b>	<b>Kebutuhan listrik untuk utilitas.....</b>	<b>104</b>
<b>Tabel 4.21</b>	<b>penggolongan jabatan.....</b>	<b>154</b>
<b>Tabel 4.22</b>	<b>Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....</b>	<b>154</b>
<b>Tabel 4.23</b>	<b>Perincian penggolongan gaji berdasar jabatan.....</b>	<b>157</b>
<b>Tabel 4.24</b>	<b>Indeks harga alat pada berbagai tahun.....</b>	<b>162</b>
<b>Tabel 4.25</b>	<b>Fixed capital investment.....</b>	<b>169</b>
<b>Tabel 4.26</b>	<b>Working capital.....</b>	<b>170</b>
<b>Tabel 4.27</b>	<b>manufacturing cost.....</b>	<b>170</b>
<b>Tabel 4.28</b>	<b>General expense.....</b>	<b>171</b>



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1	Diagram alir kualitatif.....	181
Gambar 3.2	Diagram alir kuantitatif.....	182
Gambar 4.1	Tata letak pabrik.....	183
Gambar 4.2	Lay out alat proses.....	184
Gambar 4.3	Pengolahan air dan steam.....	185
Gambar 4.4	Struktur organisasi.....	186



## DAFTAR GRAFIK

Grafik 4.1	Indeks harga.....	162
Grafik 4.2	BEP SDP.....	174



## ABSTRACT

*Preliminary design of Biodiesel with capacity 80,000 ton year is a plant to be built in Deli serdang, south sumatera. in the area of land 18.625 m<sup>2</sup>. This chemical plant will be operated for 330 day year or 24 hours a day with 139 employees.*

*Raw material needed is palm fatty acid distillate 7547.7891 ton year and Metanol 8504.7007 ton-year. The production process will be operated at temperature 70°C, at pressure about of 1 atm using Continuous Steared Tank Reaktor (CSTR). The utility consist of 346.387,7870 kg hour of cooling water, 680,92372 kg.hour of steam, 72.940,032 liter hour of diesel fuel while the power of electricity of about 332,7580 kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.*

*An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by total fixed capital of about Rp. 319.204.426.443,40 total working capital of about Rp. 485.840.978.550,08 Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 27,3266 % while after tax is 16,3959% Pay out time (POT) before tax is 2,6791 years while after tax is 3,7885 years. The value of break evek point (BEP) is for about 57,07 % and shut down point (SDP) is of about 36,65 % Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Biodiesel with capacity 80,000 ton-years is visible to be built.*

## ABSTRAKSI

*Pabrik biodiesel dari Distilat Asam Lemak Minyak sawit dan Methanol dirancang dengan kapasitas 80.000 ton tahun, beroperasi secara kontinyu 24 jam per hari dan 330 hari per tahun. Bentuk perusahaan adalah perseroan terbatas dan direncanakan didirikan di daerah Deli Serdang Propinsi Sumatera Utara, membutuhkan tanah seluas 18.625 m<sup>2</sup>, dan tenaga kerja 139 orang. Pabrik ini membutuhkan Distilat Asam Lemak Minyak Sawit sebanyak 7547.7891 ton pertahun serta Metanol sebanyak 8504.7007 ton pertahun.*

*Biodiesel dibuat melalui proses esterifikasi pada suhu 70<sup>o</sup>C dan tekanan 1 atm dengan mereaksikan Distilat Asam Lemak minyak sawit dan Metanol dalam reaktor alir tangki herpengaduk (RATB) dengan waktu tinggal selama 4,384 jam serta H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebagai katalisator. Campuran yang keluar dari reaktor kemudian dipisahkan dalam dekanter sehingga diperoleh biodiesel sebagai fraksi ringan dan sisa Distilat Asam Lemak Minyak Sawit dan sisa Metanol sebagai fraksi berat. Biodiesel kemudian diumpankan ke Menara Distilasi 1 dan 2 sehingga diperoleh biodiesel dengan kemurnian 99,8 % dan ditampung sebagai produk utama. Sedangkan sisa Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, air dan sisa metanol kemudian dialirkan menuju evaporator untuk memisahkan air dengan sisa campuran bahan baku yang akan di recycle untuk digunakan kembali. Air dan Metanol yang dipisahkan kemudian ditampung di tangki penampungan..*

*Utilitas yang diperlukan adalah air sebanyak 346.387,7870 kg/jam, steam sebesar 680,9237 kg/jam, bahan bakar minyak diesel sebanyak 72.940,032 liter/jam, udara tekan sebanyak 500 m<sup>3</sup> jam dan listrik sebesar 332,7580 Kw. Pendirian pabrik ini membutuhkan investasi modal tetap Rp. 319.204.426.443,40 .Dan investasi modal kerja Rp. 485.840.978.550,08 dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi didapat ROI sebelum pajak 27,3266% per tahun dan ROI sesudah pajak 16,3959% per tahun. Selain itu diperoleh POT sebelum pajak 2,6791% per tahun dan POT sesudah pajak 3,7885% per tahun. Pabrik ini dapat mencapai BEP sebesar 57,07 % dan SDP 36,65 % serta DCF sebesar 42,24%.*

*Dari uraian diatas, pabrik biodiesel dari Distilat Asam Lemak minyak sawit dan Metanol dengan kapasitas 80.000 ton tahun sangat menarik untuk dipertimbangkan lebih lanjut.*

---

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Indonesia sebagai negara yang berkembang dan tengah mengalami krisis perekonomian dituntut untuk dapat meningkatkan pembangunan di segala bidang agar dapat bangkit dan bersaing dengan negara-negara maju maupun yang sedang berkembang seperti di Eropa maupun Asia, salah satu bidang tersebut adalah industri kimia terutama sektor energi yaitu minyak, gas dan batubara.

Indonesia memiliki beragam sumberdaya energi. Sumberdaya energi berupa minyak, gas, batubara, panas bumi, air dan sebagainya digunakan dalam berbagai aktivitas pembangunan baik secara langsung ataupun diekspor untuk mendapatkan devisa. Sumberdaya energi minyak dan gas adalah penyumbang terbesar devisa hasil ekspor. Saat ini Indonesia menghadapi masalah energi yang cukup mendasar. Sumber energi fosil yang *unrenewable* tingkat ketersediaannya semakin berkurang. Hal yang serupa juga sudah sejak lama diperkirakan oleh pengamat energi bahwa sektor minyak bumi Indonesia akan mengalami stagnansi dalam memproduksi minyak mentah sebagai akibat meningkatnya kebutuhan energi dalam negeri. Itulah sebabnya masih dalam kaitan ini, diversifikasi energi merupakan tujuan dari kebijakan energi Indonesia dalam jangka panjang. Salah satu upaya diversifikasi tersebut adalah meningkatkan produksi dan pemanfaatan energi alternatif yang ramah lingkungan untuk dimanfaatkan di dalam negeri maupun untuk ekspor.

---

---

Implikasi negatif bahan bakar fosil terhadap lingkungan dan keterbatasan persediaan telah membawa kita pada pencarian energi alternatif.

Pada sekitar tahun  $\pm$  1900 Rudolf Diesel telah memperkenalkan mesin diesel yang berbahan bakar minyak kacang (minyak nabati) sebagai pengganti bahan bakar diesel. Ia mendemonstrasikan mesin tersebut dalam *World's Exhibition* di Paris, 1900. Penelitian di bidang ini terus berkembang dengan memanfaatkan beragam lemak nabati untuk mendapatkan bahan bakar hayati (*biofuel*) dan dapat diperbaharui (*renewable*). Perkembangan ini mencapai puncaknya di pertengahan tahun 80-an dengan ditemukannya alkil ester asam lemak yang memiliki karakteristik hampir sama dengan minyak diesel fosil yang dikenal dengan *biodiesel*. Saat ini hampir seluruh negara berlomba-lomba untuk mengembangkan teknologi energi terbarukan yang ramah lingkungan (*green energy*) guna menggantikan energi fosil secara bertahap, seiring meningkatnya awareness masyarakat dunia untuk menggunakan bahan bakar ramah lingkungan seperti yang tertuang dalam *protokol kyoto* menjadikan pengembangan biodiesel menjadi sangat strategis.

Dalam perkembangannya, bahan bakar solar dari turunan minyak bumi lebih banyak digunakan. Dengan terlalu fokusnya pemerintah mengolah bahan bakar minyak bumi dan adanya subsidi pemerintah, bahan bakar dari minyak bumi menjadi pilihan selama bertahun-tahun. Namun, ketergantungan impor dan kapasitas produksi dalam negeri yang tidak mampu mencukupi kebutuhan menuntut dikembangkannya bahan bakar alternatif yang lebih murah dan tersedia di alam.

---



---

Biodiesel telah terlahir kembali dan mulai meluas penggunaannya di berbagai negara. Kesadaran itu pun muncul di Indonesia sejak krisis minyak dunia dan terus meningkatnya impor bahan bakar.

Penggunaan *biodiesel* sebagai bahan bakar memiliki beberapa kelebihan dibanding minyak solar, yakni tidak beracun (*nontoxic*), dapat terurai secara alami (*biodegradable*), dapat diperbaharui (*renewable*), emisi gas yang dihasilkan rendah, mengurangi efek rumah kaca, dapat teroksigenasi relatif sempurna atau terbakar habis dan energi yang dihasilkan sama dengan minyak solar. Selain itu, *biodiesel* dapat digunakan langsung sebagai bahan bakar pada mesin *diesel* tanpa modifikasi mesin atau dalam bentuk campuran (*blending*) dengan minyak solar pada berbagai konsentrasi

Beberapa tahun terakhir, Indonesia telah menjadi negara importir BBM. Permasalahan muncul pada saat harga minyak bumi dunia tidak stabil dan mencapai di atas \$130 perbarrel. Akibat kenaikan harga minyak bumi tersebut, negara harus mengeluarkan devisa sekitar 200 milyar perhari untuk keperluan impor. Akibatnya harga BBM dalam negeri menjadi semakin tinggi, bahkan di daerah-daerah terpencil mengalami kelangkaan pasokan BBM. Oleh karena itu sudah saatnya Indonesia memutuskan ketergantungan terhadap sumber energi fosil yang sifatnya tidak terbarukan dan beralih ke sumber energi alternatif berbahan baku nabati yang sifatnya terbarukan.

Indonesia yang semula **net-exporter** dibidang bahan bakar minyak (BBM) kini telah menjadi **net-importer** BBM sejak tahun 2002. hal ini sungguh ironis karena hal ini terjadi pada saat harga minyak dunia tidak stabil dan cenderung

---

---

mengalami peningkatan. Pada periode 2006 lalu, -produksi BBM indonesia hanya mencapai 1029 juta barrel perhari, sedangkan konsumsi BBM mencapai sekitar 1,3 juta barrel perhari sehingga terdapat defisit BBM sebesar 270.000 barrel yang harus dipenuhi melalui impor.

Dengan harga minyak dunia yang mencapai USD 120 perbarrel, untuk memenuhi defisit sebesar 270.000 barel tersebut indonesia harus menyediakan USD 32.400.000 perhari (sekitar 200 miliar lebih).

Kondisi ini sungguh memprihatinkan, terlebih lagi ketergantungan indonesia terhadap bahan bakar fosil sangat besar. Berdasarkan data ESDM (2006) penggunaan minyak bumi mendominasi 52,5 % sedangkan penggunaan gas bumi sebesar 19 %, batu bara 21,5 %, air 3,7 %, panas bumi 3 % dan energi terbarukan hanya sekitar 0.2 % dari total penggunaan energi.

Padahal menurut data ESDM (2006) cadangan minyak bumi indonesia hanya sekitar 9 miliar barrel. Ini artinya jika terus dikonsumsi dan tidak ditemukan cadangan minyak baru atau tidak ditemukan teknologi baru untuk meningkatkan recovery minyak bumi, diperkirakan cadangan minyak bumi indonesia akan habis dalam waktu 23 tahun mendatang.

---

Tabel 1.1. proyeksi sumberdaya dan cadangan bahan bakar fosil

<b>Energi Fosil</b>	<b>Minyak Bumi</b>	<b>Gas</b>	<b>Batu Bara</b>
Sumber daya	86.9 miliar barel	384.7 TSCF	57 miliar ton
Cadangan (proven+possible)	9 miliar barel	182 TSCF	19.3 miliar ton
Produksi pertahun	500 juta barel	3,0 TSCF	130 juta ton
ketersediaan (tanpa eksplorasi/cadangan/produksi)tahun	23	62	146

Sumber: Direktorat Jenderal Listrik dan Pemanfaatan Energi, 2006

Sudah saatnya Indonesia mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil dengan mengembangkan sumber energi alternatif terbarukan. Pengembangan biodiesel diharapkan dapat memenuhi kebutuhan Bahan bakar yang meningkat setiap tahun.

Kelebihan biodiesel yaitu:

- Merupakan *renewable energy* karena terbuat dari bahan alam yang dapat diperbaharui.
- Bahan bakar ramah lingkungan karena menghasilkan emisi yang jauh lebih baik (free sulphur, smoke number rendah) sesuai dengan isu-isu global

- Cetane number yang lebih tinggi ( $>57$ ) dan flash point yang tinggi sehingga efisiensi pembakaran lebih baik dibandingkan dengan bahan bakar konvensional
- Meningkatkan pengapian dan daya tahan mesin.
- pembakarannya bersih
- dapat terurai (biodegradable)
- mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil.
- mudah dikemas,
- tidak mengandung benzene atau aromatik lain.
- mampu mengeliminasi efek rumah kaca
- meningkatkan independensi suplai bahan bakar karena dapat diproduksi secara lokal
- kontinuitas bahan bakunya terjamin
- mesin yang menggunakan biodiesel tidak memerlukan modifikasi.
- Biodiesel juga dapat memperpanjang umur mesin dan menjamin keandalan mesin dengan lubrisitas atau pelumasan maksimum 400 mikron.



Tabel 1.2. Perbandingan emisi biodiesel dan petrosolar.

kriteria	Biodiesel(b)	Solar(s)	(b-s)x100%
So2 (ppm)	0	78	-100
CO (ppm)	10	40	-75
NO (ppm)	37	64	-42
NO2 (ppm)	1	1	0
O2 (%-b)	6	6.6	-9
Total partikulat (mg/Nm3)	0.25	5.6	-96
Benzen (mg/Nm3)	0.3	5.01	-99.9
Toluen (mg/Nm3)	0.57	2.31	-99.9
Xylene (mg/Nm3)	0.73	1.57	-99.9
Etilbenzen (mg/Nm3)	0.3	0.73	-59

Sumber : soerawidjaja, 2001

Secara teknis, biodiesel memiliki kinerja yang lebih baik daripada solar. Solar yang dicampur biodiesel memberikan angka *cetane* yang lebih tinggi antara 57-62.

Sebagai perbandingan, solar biasa memberikan angka *cetane* 48 sedangkan Pertamina DEX (*diesel environment extra*) memiliki angka *cetane* 53. Semakin tinggi angka *cetane* semakin aman emisi gas buangnya.

---

Pemakaian biodiesel juga tidak memerlukan modifikasi mesin, berfungsi sebagai pelumas sekaligus membersihkan *injector*, serta dapat mengurangi emisi karbon dioksida, partikulat berbahaya, dan sulfur oksida.

Biodiesel atau *methyl ester* diperoleh dari proses *methanolisis* minyak/lemak, menggunakan reaksi trans-esterifikasi ataupun esterifikasi dengan katalis basa atau asam dan metanol. Dari 1 kilogram bahan baku bisa menghasilkan sedikitnya 1 liter biodiesel. Sedang distilasi limbahnya menghasilkan gliserol dan metanol yang dapat digunakan kembali.

Selain CPO masih ada lebih dari 40 jenis minyak nabati yang potensial sebagai bahan baku biodiesel di Indonesia, misalnya minyak jarak pagar, minyak kelapa, minyak kedelai, dan minyak kapok. Selain itu dari limbah pabrik sawit juga bisa diolah menjadi biodiesel bermutu tinggi, misalnya *Distilat Asam Lemak Minyak Sawit* (DALMS). Meskipun tidak menghasilkan minyak sebesar kelapa sawit, pengembangan biodiesel dapat menyesuaikan potensi alam setempat.

Di samping sumber bahan bakunya melimpah dan terbarukan, biaya produksi lebih murah. Di samping itu dapat meniadakan pencemaran limbah terhadap air tanah dan sungai. BPPT telah mengembangkan teknik produksi biodiesel termasuk rancang bangun pabriknya. Upaya tersebut telah menghasilkan empat buah paten dan pabrik pengolahan berskala kecil 1,5 ton biodiesel per hari di Puspiptek Serpong dan skala menengah 8 ton per hari di Riau.

Meskipun baru tahap proyek percontohan, seluruh produksinya diserap pasar, khususnya untuk perusahaan yang dituntut menurunkan kadar emisi bahan bakar. Saat ini sudah ada sekitar sepuluh perusahaan swasta yang menjadi

---

---

konsumen tetap Solarmax, nama dagang biodiesel, termasuk B10, untuk 35 kendaraan operasional di lingkungan BPPT. Pabrik pengolahan biodiesel tidak membutuhkan biaya investasi besar sehingga dapat dikembangkan melalui unit kecil dan dikelola oleh usaha kecil dan menengah (UKM).

Meskipun demikian, sosialisasi penggunaan biodiesel tidak akan berarti tanpa dukungan dari pemerintah. Termasuk standarisasi produk untuk memberikan perlindungan kepada konsumen. Oleh karena itu pemerintah melalui kebijakan energi yang dicanangkan dalam *instruksi presiden No.1 dan peraturan presiden No.5 tahun 2006* menempatkan energi alternatif khususnya bio-fuel sebagai instrumen penting dalam perencanaan dan pengembangan energi nasional. Dengan adanya dukungan pemerintah terhadap pengembangan biodiesel di Indonesia maka kita dapat mengurangi ketergantungan kita terhadap bahan bakar fosil, tetapi juga akan berfungsi sebagai penyerap tenaga kerja, mengurangi tingkat kemiskinan, sekaligus akan memperkuat ekonomi nasional serta memperbaiki lingkungan.

Selain itu, kesiapan komersialisasi biodiesel ujung-ujungnya adalah harga jual. Untuk menekan biaya bahan baku dan mendorong investasi, perlu diusulkan pembebasan pajak impor mesin pengolahan biodiesel seperti yang diterapkan di negara-negara lain. Dengan demikian harga jual biodiesel dapat bersaing dengan harga solar yang cenderung terus naik tergantung pasokan impor minyak dunia.

Banyak penelitian telah menguji kemungkinan-kemungkinan penggunaan minyak nabati sebagai pengganti bahan bakar diesel (minyak solar) baik secara

---

---

langsung maupun sebagai bahan pencampur. Minyak nabati didapat melalui metode esterifikasi ataupun trans- esterifikasi.

Karena bahan baku yang kami gunakan memiliki kadar FFA tinggi ( > 5%) yaitu Distilat Asam Lemak Minyak Sawit (DALMS), maka digunakan proses esterifikasi untuk mengkonversi minyak menjadi biodiesel. Distilat asam lemak minyak sawit sangat mudah didapat dan merupakan sumber energi yang dapat diperbaharui. Distilat asam lemak minyak sawit merupakan limbah cair dari Pabrik Kelapa Sawit (PKS). DALMS bersifat non toksik karena dalam proses ekstraksi minyak sawit tidak menggunakan bahan kimia. Namun karena ada sejumlah faktor seperti BOD dan COD sehingga menyebabkan limbah cair ini tidak diperbolehkan dibuang di badan sungai karena dapat menyebabkan defisit oksigen dalam air. Biasanya limbah cair ini ditampung di *lagoon* atau kolam-kolam limbah. Sehingga timbul masalah baru bagi pabrik kelapa sawit karena adanya proses anaerob di kolam limbah menguraikan bahan organik menjadi gas rumah kaca (metana dan karbondioksida) dan H<sub>2</sub>S sehingga mengeluarkan bau tidak enak. Limbah biasanya hanya dimanfaatkan untuk pengairan (land application) karena memperbaiki kesuburan tanah.

Oleh karena itu dengan mengolah Distilat Asam Lemak Minyak Sawit menjadi biodiesel diharapkan dapat memberi nilai tambah bagi Distilat Asam Lemak Minyak Sawit itu sendiri, seperti:

- Dapat dibuat menjadi biodiesel dengan harga yang murah, sehingga dapat meningkatkan ketahanan energi negara.
-



- Transfer pricing karena dapat menambah nilai Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, dari yang semula tidak termanfaatkan dan cenderung menjadi kendala bagi pabrik kelapa sawit dan hanya di manfaatkan untuk pengairan (land application) dirubah menjadi bahan bakar yang nilai ekonomisnya lebih tinggi
- Meniadakan pencemaran limbah terhadap air tanah dan sungai
- Mendukung pemerintah dalam mengembangkan bahan bakar alternatif (biodiesel) dan Clean Development Mechanism.

Jadi, dari penelitian dan fakta yang ada Distilat Asam Lemak Minyak Sawit mempunyai potensi yang sangat baik sebagai bahan bakar alternatif apabila sifat-sifatnya dari minyak tersebut dapat diatasi dengan baik seperti kekentalan yang tinggi dan kadar FFA yang tinggi.

Manfaat yang diharapkan dari pengembangan esterifikasi Distilat Asam Lemak Minyak Sawit menjadi bahan bakar Biodiesel, antara lain :

A. Untuk pembangunan Negara

- Mengatasi krisis energi bahan bakar.
- Mengurangi ketergantungan pada impor luar negeri.

B. Untuk ilmu pengetahuan dan teknologi

Penerapan prinsip penggunaan katalisator dalam proses esterifikasi Destilat Asam lemak Minyak Sawit dengan metanol untuk mencapai perolehan hasil (yield) semaksimal mungkin,serta penerapan teknologi alternatif terhadap sumber daya alam yang dapat diperbaharui.

## 1.2. TINJAUAN PUSTAKA

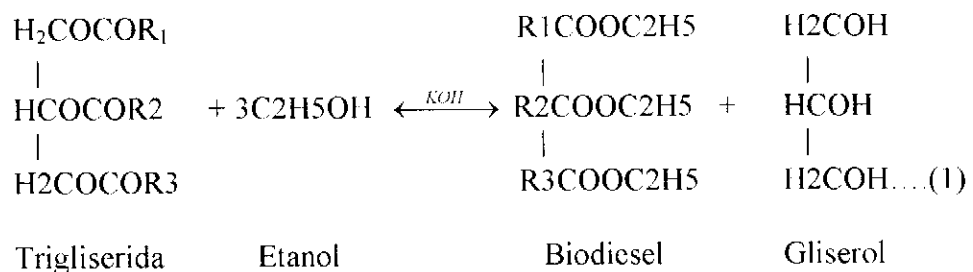
Biodiesel didefinisikan sebagai bahan bakar yang berupa ester mono alkil dari asam lemak rantai panjang yang diturunkan dari minyak nabati atau minyak hewani. Ester mono alkyl merupakan produk reaksi alkohol rantai lurus seperti methanol dan etanol dengan dengan lemak atau lemak rantai panjang. Biodiesel dapat digunakan tanpa dicampur atau dicampur dengan solar (Gerpen et., 2004). Ester mono alkil juga dapat dihasilkan dari asam lemak minyak bebas dengan alkohol (Supranto dkk, 2003).

Beberapa proses pembuatan biodiesel yang telah dikembangkan adalah sebagai berikut:

### 1. Transesterifikasi / alkoholisis.

Pada proses ini biodiesel diproduksi melalui reaksi transesterifikasi dari minyak sawit dan etanol menggunakan katalisator logam, asam atau basa. Namun katalisator yang paling baik adalah KOH. Reaksi ini akan menghasilkan gliserol sebagai hasil samping. (Darnoko dan Cheryan, 2000).

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk yang dihasilkan selanjutnya dipisahkan menggunakan decanter. Biodiesel yang terbentuk selanjutnya dicuci dengan air untuk menghilangkan sisa katalis, garam dan etanol.

Proses transesterifikasi :

- Proses transesterifikasi dapat dilakukan secara batch atau kontinyu pada tekanan 1 atm dan suhu 50 – 70 °C (Darnoko, 2002).
- Minyak dengan ALB rendah dan kualitas metanol 99,9 %.
- Excess metanol 6 : 1 mol ratio
- Katalis basa : NaOH 98 %, Na methyate, KOH 50 %.
- Katalis : 3 % berat minyak.
- Bahan penetral : asam sulfat, HCL dengan jumlah 2 % berat minyak.
- Lama reaksi 2 jam dengan konversi 98 %.

Kekurangan proses trans esterifikasi:

- Intimate mixing antara fase metanol dan minyak ( FFA < 5 % )
- Terjadi proses penyabunan sehingga diperlukan tambahan alat proses.

Refer :

- Darnoko and Cheryan ttg kinetic of palm oil transesterification in a batch reactor, JAOCS, Vol 77 No.12 ( 2000 )
- Prakoso, et al, pilot scale biodiesel processing units by utilizing multistage uniform reaction method

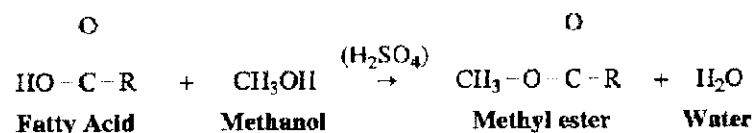
## 2. Esterifikasi

Pembuatan biodiesel dengan reaksi esterifikasi antara asam lemak dan Metanol direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk dengan katalis asam membentuk metil ester (biodiesel) dan air. Untuk memperoleh yield yang tinggi, Metanol harus berlebihan dan air yang dihasilkan selama reaksi harus dibuang secara kontinyu.

Proses ini dapat pula berlangsung secara batch dan kontinyu. Proses secara kontinyu dapat dilakukan dalam kolom reaksi counter-current menggunakan superheated Metanol. Proses ini membutuhkan waktu reaksi yang lebih lama daripada proses transesterifikasi (Choo, 2000)

Reaksi esterifikasi asam lemak jauh lebih terbatas kesetimbangan dan, sekalipun sudah dibantu katalis, berlangsung lebih lambat dari pada reaksi alkoholisis trigliserida. Kedua reaksi juga akan berlangsung makin lambat dengan makin besarnya molekul alkohol (metanol, etanol, propanol, dan seterusnya).

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk keluar reaktor dinetralkan lalu dipisahkan fase organik dari fase cairnya dalam dekanter. Campuran organik keluar dekanter dimurnikan dengan pemisahan dalam evaporator.

Proses Esterifikasi :

- intimate mixing antara fase alkohol dan fatty acid ( FFA > 5 % )
- Proses esterifikasi dapat dilakukan secara batch atau kontinyu
- Kualitas metanol 99,9 %
- Excess metanol 50 % berat
- Katalis asam : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, HCL
- Katalis : 3 % berat minyak
- Bahan penetral : NaOH kadar 98 % dengan jumlah 2 % berat minyak
- Lama reaksi 4 jam konversi : 94 %

Refer : Mittelbach et al, 2004, p. 62

Standar yang paling banyak dijadikan acuan untuk biodiesel adalah standar Jerman DIN V51606 tahun 1997. Spesifikasi dari standar DIN V51606 tahun 1997 tersebut dapat dilihat pada tabel 1.3 sebagai berikut:

Tabel 1.3. Standar biodiesel DIN V51606.

Standar / spesifikasi	DIN V51606
Aplikasi	<i>Fatty acid etil ester</i>
Densitas pada 15 °C , gr/cm <sup>3</sup>	0,875-0,9
Viskositas pada 40 °C, mm <sup>2</sup> /sekon	3,5-5
Titik nyala °C	>110
Kadar air, mg/kg	<300
Angka cetan	>49

Etanol, %massa	<0,3
Ester, %massa	-
Gliserida, %massa	<1,6
Gliserol, %massa	<0,25
Angka iodine	<115

Dari kedua proses diatas kami memilih menggunakan *reaksi esterifikasi* dikarenakan beberapa faktor seperti:

- Dapat digunakan pada bahan baku dengan kondisi kadar FFA (Free Fatty Acid) >5%. Sehingga dapat mengolah bahan baku dengan beragam kualitas (lebih ekonomis).
- Bisa digunakan pada proses yang menggunakan 100% FFA feed.

Sumber : K. Shaine Tyson, "Brown Grease Feedstocks for Biodiesel" National Renewable Energy laboratory: 2002.

- Dapat digunakan pada bahan baku dengan kadar keasaman tinggi pada bahan baku mutu rendah.
- Dapat menurunkan kadar asam lemak bebas hingga sekitar 2 %.
- Perpaduan antara reaksi esterifikasi dan katalis asam (dalam hal ini  $H_2SO_4$ ) secara substansial bersifat ekonomis sehingga dapat mengurangi cost produksi.

Sumber: Adam Karl, "Kinetics & Catalyst Development" university of Queensland Australia, Brisbane: 2002.

- Tidak terjadi proses penyabunan seperti yang terjadi pada proses transesterifikasi, sehingga tidak memerlukan tambahan alat proses.
- Teknologinya sederhana dan mudah dioperasikan (Fully Automated Process) serta dapat digunakan pada proses berbagai macam vegetable oil.

Sumber : Coulin Boudoin, "Biodiesel : 2nd Generation Technology"  
Institut Francais Du Petrole: 2005.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. SPESIFIKASI BAHAN BAKU

##### 2.1.1. Destilat Asam Lemak Minyak Sawit (DALMS)

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$
Berat Molekul	: 284.35 g/mol
Kelarutan	: -
Titik didih	: 280 °C
Densitas	: 0.95 kg/l
Viskositas	: 17 CP
Kapasitas panas	: $99,012 + 3,5874\text{E}+00 \cdot T + (-7,2484\text{E}-03)T^2$

##### 2.1.2. Metanol

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: $\text{CH}_3\text{OH}$
Berat Molekul	: 32.02 g/mol
Kelarutan	: Larut dalam air
Titik didih	: 64.7 °C
Densitas	: 0.78 kg/l



---

Viskositas	: 0.25 Cp
Kapasitas panas	: $40,152 + 3,1046E-01T - 1,0291E-03T^2 + 1,4598E-06T^3$ J/mol K

## 2.2. SPESIFIKASI BAHAN PEMBANTU

### 2.2.1. Asam sulfat

Fase	: Cair
Rumus molekul	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Berat molekul	: 98 g/mol
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 336.85 °C
Densitas	: 1.825 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas	: 8.4 Cp

## 2.3. SPESIFIKASI PRODUK

### 2.3.1. Metil Ester

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>16</sub> COOCH <sub>3</sub>
Berat Molekul	: 298.35 kg/kgmol
Kemurnian	: 99.88%
Titik didih	: 285 °C
Densitas	: 0.86 kg/l
Viskositas	: 3 Cp

---

$$\text{Kapasitas panas} : 90,983 + 3,4899T + (-6,9781E-03)T^2 + 5.6786E-06T^3 \text{ J}/(\text{mol K})$$

### 2.3.2. Air

Fase	: Cair
Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18.02 kg/kgmol
Titik didih	: 100 °C
Viskositas	: 1 Cp
Densitas	: 1 kg/l

## 2.4. PENGENDALIAN KUALITAS

### 2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- Kemurnian dari bahan baku Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan Metanol.
- Kandungan di dalam Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan Metanol.

- c. Kadar air
- d. Kadar zat pengotor

#### 2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Hal ini harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- ◆ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

◆ *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

◆ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik *Biodiesel* ini meliputi :

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan *Biodiesel* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Biodiesel*.

d. Pengendalian Kualitas Produk Saat Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Biodiesel (Metil Ester)* pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

### 2.4.3. Pengendalian Kuantitas

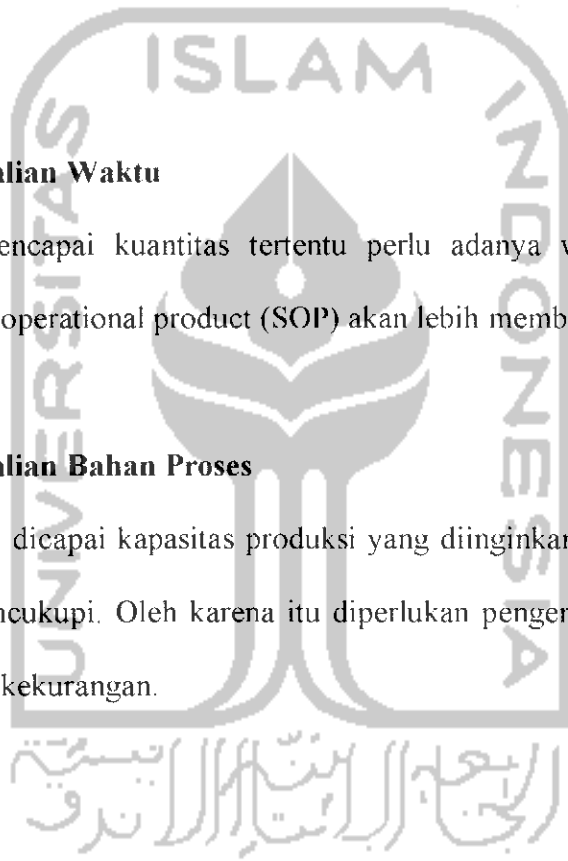
Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

#### **2.4.4. Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Adanya standard operational product (SOP) akan lebih membantu.

#### **2.4.5. Pengendalian Bahan Proses**

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Oleh karena itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



---

## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1. URAIAN PROSES**

Pembuatan biodiesel pada tugas pra-rancangan ini menggunakan bahan baku distilat asam lemak minyak sawit dan metanol dengan katalisator asam sulfat. Proses yang terjadi dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu: tahap persiapan bahan baku, tahap proses reaksi dan tahap pemurnian hasil.

##### **3.1.1. Tahap Penyiapan Bahan Baku**

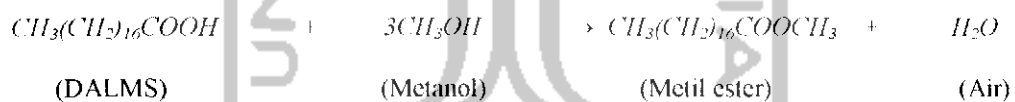
Distilat asam lemak minyak sawit dari truk bahan baku dipompakan menuju tangki penyimpanan (T-01) pada temperatur 30 °C dan tekanan 1 atm. Sebelum dipompakan ke reaktor (R-01) dipanaskan melalui pemanas (HE-01) sampai temperaturnya 70 °C dan tekanan 1 atm. Metanol yang disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) pada temperatur 30 °C dan tekanan 1 atm dipompa ke mixer (M-01). Selanjutnya asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) yang disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) dimasukkan ke dalam mixer (M-01) untuk dicampur dengan metanol. Sebelum masuk ke reaktor (R-01), campuran dari mixer ini dipanaskan terlebih dahulu dengan menggunakan pemanas (HE-02) sampai temperaturnya 70 °C dan tekanan 1 atm.

---

### 3.1.2. Tahap reaksi

Distilat asam lemak sawit dan campuran metanol serta katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dialirkan ke reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) untuk direaksikan pada temperatur  $70^\circ C$  dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi berlangsung pada fase cair dengan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 2 buah dengan kondisi operasi isothermal serta sifat reaksi eksotermis *irreversible*. Masing - masing konversi di setiap reaktor yaitu reaktor 1 dengan konversi 76 % dan reaktor 2 dengan konversi 94 %. Untuk menjaga agar suhu reaksi tetap  $70^\circ C$  maka reaktor dilengkapi dengan koil pendingin. Selama berjalannya proses reaksi digunakan pendingin berupa *air*, dimana *air* sebagai *cooler agent* dialirkan melalui koil untuk menjaga agar suhu reaktor tetap.

Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Dalam reaksi pembentukan *biodiesel*, produk keluar pada suhu  $70^\circ C$ , tekanan 1 atm yang kemudian dialirkan ke *Dekanter* (D-01).

### 3.1.3. Tahap Pemurnian Produk

Campuran yang keluar dari reaktor (R-02) dengan suhu  $70^\circ C$ , tekanan 1 atm selanjutnya dialirkan ke *dekanter* (D-01) untuk dipisahkan. Karena komponen *biodiesel* mempunyai densitas yang berbeda dan tidak saling melarutkan maka akan diperoleh dua lapisan di dalam *dekanter*. Lapisan atas merupakan komponen dengan densitas yang lebih kecil (*light* komponen) atau disebut fraksi ringan, yaitu *metil ester* (*biodiesel*) sedangkan lapisan bawah atau



fraksi berat (weight component) berupa bahan-bahan sisa reaksi yaitu dimana jumlah terbanyak berupa methanol, katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan air. Fraksi berat (weight component) tersebut dialirkan menuju ke *evaporator* (EV-01). Pada *evaporator* (EV-01) terjadi pemisahan berdasarkan titik didih. Methanol dan air memiliki titik didih yang rendah sehingga kemudian terpisah dengan sisa DALMS, sisa  $H_2SO_4$  dan sisa Metil Ester. Methanol dan air yang sudah dipisahkan sebagai hasil atas *evaporator* (EV-01) kemudian dialirkan menuju ke *tangki penyimpanan* (T-05) setelah sebelumnya didinginkan terlebih dahulu dengan cooler (CL-04) sehingga suhunya  $30^\circ C$ , tekanan 1 atm. Komponen terbesar dalam *tangki penyimpanan* (T-05) adalah methanol, dimana methanol ini dapat digunakan kembali atau dijual kepada pihak luar. Sedangkan sisa DALMS, sisa  $H_2SO_4$  dan sisa Metil Ester dialirkan sebagai hasil bawah evaporator untuk di recycle kembali menuju ke Reaktor (R-01) setelah sebelumnya dikondisikan pada suhu  $70^\circ C$ , tekanan 1 atm.

Lapisan atas pada decanter yang berupa metil ester (biodiesel) kemudian dialirkan menuju ke Menara Destilasi (MD-01). Sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu dengan Heat exchanger (HE-03) sehingga suhunya menjadi  $84,3^\circ C$ , tekanan 1 atm. Pada Menara Destilasi (MD-01) terjadi pemisahan berdasarkan beda titik didih. Menara Destilasi menggunakan kesetimbangan fase hukum Roulte dimana biasanya digunakan pada bahan yang saling larut, tidak bisa dipisahkan berdasarkan kelarutan dan fasenya homogen. Dari pemisahan pada Menara Destilasi (MD-01) diperoleh hasil atas berupa sisa metanol dan  $H_2O$  yang kemudian di recycle ke Reaktor (R-01). Hasil bawah dari Menara Destilasi (MD-

01) merupakan biodiesel dengan kadar kemurnian 94,26 % (atau kurang dari 99,82 %) yang masih bercampur dengan sedikit DALMS,  $H_2SO_4$ , dan  $H_2O$ . Untuk mencapai kadar kemurnian 99,82 % sesuai yang ditargetkan maka Biodiesel Tersebut kemudian dimurnikan kembali pada Menara Destilasi (MD-02). Sebelum masuk ke Menara Destilasi (MD-02) hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) dipanaskan terlebih dahulu hingga suhunya  $254,47^\circ C$ , tekanan 1,3 atm Hasil atas pada Menara Destilasi (MD-02) yaitu berupa biodiesel dengan kadar 99,82% yang kemudian didinginkan terlebih dahulu pada cooler untuk dialirkan ke tangki penyimpanan. Biodiesel disimpan pada tangki penyimpanan (T-04) dengan kondisi suhu  $30^\circ C$ , tekanan 1 atm. Dari tangki penyimpanan ini kemudian biodiesel siap untuk di distribusikan. Hasil bawah Menara Destilasi (MD-02) yaitu sisa DALMS, sisa  $H_2SO_4$ , sisa Metil Ester dan sisa  $H_2O$  direcycle ke reaktor (R-01)

### 3.2. SPESIFIKASI ALAT

#### A. SPESIFIKASI ALAT PROSES

##### 1. MIXER-01 (M-01)

Fungsi : Mencampurkan metanol dan  $H_2SO_4$  dari tangki penyimpanan

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 8580,1786 kg/jam

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 283 Grade C

*Dimensi :*

Diameter mixer : 0.1880 m

Tinggi mixer : 0.2820 m

Tebal shell : 0.1301 in

Tebal head : 0.1395 in

*Pengaduk :*

Jenis : turbin dengan six blade turbine

Jumlah baffle : 4

Jumlah pengaduk : 2

Diameter pengaduk : 0.0627 m

Lebar baffle : 0.0188 m

Efisiensi/putaran : 80% / 19.2960 rps

Daya motor : 0,5 Hp

Harga : \$ 274,1115

## 2. REAKTOR (R)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, metanol, dan katalis  $H_2SO_4$  untuk menghasilkan metil ester (biodiesel) dan air.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)  
dilengkapi dengan koil pendingin.

Jumlah alat : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm  
- Suhu = 70 °C

*Dimensi :*

Tinggi Reaktor : 8.65 m

Diameter : 4.33 m

Volume Reaktor : 127.28 m<sup>3</sup>

Tebal dinding : 1/4 in

Tebal head : 3/4 in

Jenis head : *Flanged and dished head (Torispherical)*

*Pengaduk :*

Jenis pengaduk : *Flat blade turbine impellers*

Jumlah blade : 6

Jumlah *baffle* : 4

Lebar *baffle* : 0,45 m

Jumlah pengaduk : 2 buah

Tinggi pengaduk : 7.52 m

Diameter pengaduk : 1.51 m

Lebar pengaduk : 0.38 m

Tenaga pengaduk : 21.59 Hp

Jumlah putaran : 56 rpm

*Pendingin :*

Tinggi koil reaktor 1 : 3,02 m

Jumlah lilitan reaktor 1: 33 lilitan

Tinggi koil reaktor 2 : 2,19 m

Jumlah lilitan reaktor2: 15 lilitan

Kapasitas reaktor 1 : 20665,1723 kg/jam

Kapasitas reaktor 2 : 20665,0219 kg/jam

Harga reaktor 1 : \$ 762.375.4816

Harga reaktor 2 : \$ 762.375.4816

### 3. DECANTER

Fungsi : Memisahkan metal ester (biodiesel) dari campuran  $H_2SO_4$ , metanol dan air.

Type : silinder vertical.

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 70°C

- Bahan = Stainless Steel SA 283 Grade C

Kapasitas decanter : 20665,05233 kg/jam

Dimensi decanter

Diameter : 2,7916 m

Tinggi	: 5,5832 m
Tebal shell	: 0,1875 in = 3/16 in
Tebal head	: 0,1971 in = 1/4 in
Volume	: 34,0939 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	: 1,3644 jam
Harga	: \$ 1.124,6219

#### 4. EVAPORATOR

Fungsi ester	: Menguapkan methanol dan H <sub>2</sub> O dalam produk methyl ester
Type	: long tube vertical evaporator, single effect.
Jumlah	: 1
Kondisi operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 73,97°C
	- Bahan = Stainless Steel SA 283 Grade C
Kapasitas evaporator	: 9851,6334 kg/jam

Dimensi evaporator:

##### a. Dimensi shell

Diameter	: 21,250 in
Baffle spacing	: 10,625 in
Passes	: 1

##### b. Dimensi tube

Diameter luar	: 0,03175 m = 1,25 in
---------------	-----------------------

Diameter dalam : 0,0284 m = 1,12 in  
 Jumlah tube : 92  
 Panjang : 16 ft  
 Pitch : 1 9/16 in, square pitch  
 Passes : 1  
 Harga : \$ 165.422,8717

#### 5. MENARA DESTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan fase uap sebagai hasil atas sebanyak 996,3342 kg/jam dan fase cair sebagai hasil bawah sebanyak 9817,0848 kg/jam

Jenis : Sieve Plate Distillation

Kondisi Operasi : - Umpan : T = 84,30° C ; P = 1 atm

- Hasil atas : T = 76,67° C ; P = 1 atm

- Hasil bawah : T = 244,29° C ; P = 1,01 atm

Kapasitas Menara Distilasi : 10813,4190 kg/jam

Dimensi Menara Distilasi

Diameter menara : - Enriching : 1,0852 m

- Stripping : 3,833 m

Tinggi menara : 19,50 m

Letak masuk umpan : pada plate ke- 14

Tebal shell : 1/4 in

Tebal head : 1/4 in

Seksi enriching	:	52 plate
Seksi stripping	:	53 plate
Jumlah plate total	:	57 plate
Bahan konstruksi	:	Stainless steel Type 304
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 531.399,3565

#### 6. MENARA DESTILASI (MD-02)

Fungsi : Memisahkan fase uap sebagai hasil atas sebanyak 6488,9979 kg/jam dan fase cair sebagai hasil bawah sebanyak 3328,0945 kg/jam

Jenis : Sieve Plate Distillation

Kondisi Operasi : - Umpan :  $T = 254,48^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 1,3$  atm

- Hasil atas :  $T = 250,11^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 1$  atm

- Hasil bawah :  $T = 257,51^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 1,7$  atm

Kapasitas Menara Distilasi : 9817,0848 kg/jam

Dimensi Menara Distilasi

Diameter menara : - Enriching : 2,4066 m  
- Stripping : 2,103 m

Tinggi menara : 37,13 m

Letak masuk umpan : pada plate ke- 9



---

Tebal shell	:	1/4 in
Tebal head	:	1/4 in
Seksi enriching	:	99 plate
Seksi stripping	:	100 plate
Jumlah plate total	:	105 plate
Bahan konstruksi	:	Stainless steel Type 304
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 856.956,71

#### 7. **TANGKI PENYIMPAN (T-01)**

Tugas : Menyimpan bahan baku dalmis (distilat asam lemak minyak sawit ) untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical dan dasaran datar dengan atap berbentuk kerucut.

Kondisi operasi : 40°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel 316 AISI

Kapasitas : 7547,7891 kg/jam

Dimensi alat :

- Volume : 170944,91 ft<sup>3</sup> = 4837741,1 L
- Diameter : 100 ft = 30,48 m
- Tinggi : 36 ft = 10,97 m

Harga : \$ 1.382.663,9710

---

## 8. TANGKI PENYIMPAN (T-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku metanol untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical dan dasaran datar dengan atap berbentuk kerucut.

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel 316 AISI

Kapasitas : 8504,7007 kg/jam

Dimensi alat :

- Volume :  $469196,17 \text{ ft}^3 = 13278252 \text{ L}$
- Diameter :  $120 \text{ ft} = 36,58 \text{ m}$
- Tinggi :  $50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m}$

Harga : \$ 48.765,4371

## 9. TANGKI PENYIMPAN (T-03)

Tugas : Menyimpan bahan baku  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk persediaan selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical dan dasaran datar dengan atap berbentuk kerucut.

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel 316 AISI

Kapasitas : 75,4779 kg/jam

Dimensi alat :

- Volume :  $1779,7005 \text{ ft}^3 = 50365,523 \text{ L}$
- Diameter :  $25 \text{ ft} = 7,62 \text{ m}$
- Tinggi :  $10 \text{ ft} = 3,05 \text{ m}$

Harga : \$ 754.427,7983

**10. TANGKI PENYIMPAN (T-04)**

Tugas : Menyimpan produk yang keluar dari hasil atas Menara Destilasi selama 15 hari..

Jenis : Tangki silinder vertical dan dasaran datar dengan atap berbentuk kerucut.

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel type 18

Kapasitas : 6488,9979 kg/jam

Dimensi alat :

- Volume :  $139656,67 \text{ ft}^3 = 3952283,8 \text{ L}$
- Diameter : 80 ft = 24,38 m
- Tinggi : 30 ft = 9,14 m

Harga : \$ 668.253,0999

**11. TANGKI PENYIMPAN (T-05)**

Tugas : Menyimpan produk yang keluar dari hasil atas evaporator sebanyak 25307,6 kg/jam selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertical dan dasaran datar dengan atap berbentuk kerucut.

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Bahan : Stainless steel type 18

Kapasitas : 9723,5752 kg/jam

Dimensi alat :

- Volume :  $204347,44 \text{ ft}^3 = 5783032,5 \text{ L}$
- Diameter :  $100 \text{ ft} = 30,48 \text{ m}$
- Tinggi :  $40 \text{ ft} = 14,19 \text{ m}$

Harga : \$ 25.489,8421

## 12. ACCUMULATOR (ACC-01)

Tugas : menampung sementara cairan dari condenser-01.

Jenis : Tangki horizontal.

Kondisi operasi :  $73,97^\circ\text{C}$ , 1 atm.

Dimensi alat :

- Volume : 3521,5203 liter.
- Diameter : 1,14 m
- Panjang : 3 m
- Tebal *shell* : 0,8175 in
- Tebal *head* : 3/16 in

Harga : \$ 5.938,1593

## 13. ACCUMULATOR (ACC-02)

Tugas : menampung sementara cairan dari condenser-02.

Jenis : Tangki horizontal.

Kondisi operasi :  $76,67^\circ\text{C}$ , 1 atm.

Dimensi alat :

Volume : 369,4125 liter.

Diameter : 0,54 m

Panjang : 3 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 3/16 in

Harga : \$ 1.535,0436

#### 14. ACCUMULATOR (ACC-03)

Tugas : menampung sementara cairan dari condenser-03.

Jenis : Tangki horizontal.

Kondisi operasi : 250,11°C, 1 atm.

Dimensi alat :

- Volume : 2158,6097 liter.

- Diameter : 0.97 m

- Panjang : 3 m

- Tebal *shell* : 0,1875 in

- Tebal *head* : 3/16 in

Harga : \$ 4.427,0885

#### 15. CONDENSOR (CD-01)

Tugas : Mengembunkan hasil atas evaporator (EV-01).

Jenis : Shell and tube horizontal condenser.

Dimensi alat :

*Dimensi shell:*

Diameter dalam : 31 in

Baffle spacing : 0,72 in

Passes : 1

*Dimensi tube:*

Diameter luar : 1 in

Diameter dalam : 0,834 in

Jumlah tube : 482

Panjang : 16 ft

Pitch : 1,25in, triangular pitch.

Passes : 1

Luas transfer panas : 1513,480 ft<sup>2</sup>Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 1336,1376 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°FKoefisien transfer panas kotor (Ud) : 140,583 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°FFaktor kotor total (Rd) : 0,006 jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU

Harga : \$ 26.213,0092

**16. CONDENSOR (CD-02)**

Tugas : Mengembunkan i hasil atas Menara destilasi 1 (MD-01).

Jenis : Shell and tube horizontal condenser.

Dimensi alat :

*Dimensi shell:*

Diameter dalam : 13,25 in

Baffle spacing : 0,72 in

Passes	: 1
Dimensi <i>tube</i> :	
Diameter luar	: 1 in
Diameter dalam	: 0,834 in
Jumlah tube	: 68
Panjang	: 12 ft
Pitch	: 1,25 in, triangular pitch.
Passes	: 1
Luas transfer panas	: 213,520 ft <sup>2</sup>
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 1260,0455 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 171,032 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,005 jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Harga	: \$ 9.105,011

17. **CONDENSOR (CD-03)**

Tugas : Mengembunkan hasil atas Menara Destilasi-02 (MD-02).

Jenis : Shell and tube horizontal condenser.

Dimensi alat :

Dimensi *shell*:

Diameter dalam : 10 in

Baffle spacing : 0,72 in

Passes : 1

Dimensi *tube*:

Diameter luar	: 1 in
Diameter dalam	: 0,87 in
Jumlah tube	: 254
Panjang	: 12 ft
Pitch	: 1,25in, square pitch.
Passes	: 2
Luas transfer panas	: 797,56 ft <sup>2</sup>
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 1130.3428 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 117,110 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,0077 jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Harga	: \$ 15.995,0288

#### 18. COOLER (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas Menara Destilasi

Tipe : 1(MD-01)  
1:1 Shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbonsteel SA 283 Grade C

Luas transfer panas : 15,31 ft<sup>2</sup>

UD : 3,05 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 3,08 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dirty Factor (Rd) : 0,00380 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Shell Side :

- Cold fluid : Cooling water



- Suhu : 305 s.d 333 K
- ID : 0,482 in
- Pass : 1 pass
- Pressure drop : 0,16 psi

Tube Side

- Hot fluid : Gas umpan Condenser
- Suhu : 349,67 s.d 343 K
- ID : 0,482 in
- OD : 0,75 in
- BWG : 12
- Panjang : 16 ft
- Jumlah pipa : 64 pipa
- Pass : 1 pass
- Pitch : 0,9375 in triangular pitch
- Pressure drop : 0.002 psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 962,4609

**19. COOLER (CL-02)**

Fungsi : Menurunkan suhu hasil bawah Menara Destilasi 2  
(MD-02)

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 424,29 ft<sup>2</sup>

UD : 8,64 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 9,30 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirty Factor* (Rd) : 0,0035 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Shell Side :

○ Cold fluid : *Cooling water*

○ Suhu : 303 s.d 313 K

○ ID : 0,138 ft

○ Pass : 1 pass

○ Pressure drop : 0,01 psi

Tube Side :

○ Hot fluid : Gas umpan Condenser

○ Suhu : 530,15 s.d 343 K

○ ID : 0,482 in

○ OD : 0,75 in

○ BWG : 12

○ Panjang : 6 ft

○ Jumlah pipa : 417 pipa

○ Pass : 1 pass

○ Pitch : 0,9375 in triangular pitch

○ Pressure drop : 0.3744psi

Jumlah : 1 buah  
 Harga : US\$ 7.062,1168

## 20. COOLER (CI-03)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas Menara Destilasi 2  
 (MD-02)

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 1753,87 ft<sup>2</sup>

UD : 8,81 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 9,17 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirty Factor (Rd)* : 0,0045 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Shell Side :

○ Cold fluid : *Cooling water*

○ Suhu : 293 s.d 298 K

○ ID : 0,138 ft

○ Pass : 1 pass

○ Pressure drop : 0,02 psi

Tube Side :

○ Hot fluid : Gas umpan Condenser

○ Suhu : 523,10 s.d 303 K

○ ID : 0,482 in

○ OD : 0,75 in



- BWG : 12
- Panjang : 6 ft
- Jumlah pipa : 1690 pipa
- Pass : 1 pass
- Pitch : 0,9375 in triangular pitch
- Pressure drop : 0.734psi

Jumlah : 1 buah  
 Harga : US\$ 16.547.6038

## 21. COOLER (CL-04)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas Evaporator

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 1058,58 ft<sup>2</sup>

UD : 59,54 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.<sup>0</sup>F

Uc : 80,16 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.<sup>0</sup>F

*Dirty Factor (Rd)* : 0,43 jam ft<sup>2</sup>.<sup>0</sup>F/Btu

Shell Side :

- Cold fluid : *Cooling water*
- Suhu : 285 s.d 298 K
- ID : 0,138 ft
- Pass : 1 pass

- Pressure drop : 4,42 psi

Tube Side :

- Hot fluid : Gas umpan Condenser
- Suhu : 372,9 s.d 303 K

○ ID : 0,482 in

○ OD : 0,75 in

○ BWG : 12

○ Panjang : 6 ft

○ Jumlah pipa : 899 pipa

○ Pass : 1 pass

○ Pitch : 0,9375 in triangular pitch

○ Pressure drop : 1,32 psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 12.222,8140

## 22. COOLER (CL-05)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil bawah Evaporator

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 14,52 ft<sup>2</sup>

UD : 2,94 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 2,95 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

---

<i>Dirty Factor (Rd)</i>	: 0,38 jam ft <sup>2</sup> °F/Btu
Shell Side	:
○ Cold fluid	: <i>Cooling water</i>
○ Suhu	: 305 s.d 338 K
○ ID	: 0,138 ft
○ Pass	: 1 pass
○ Pressure drop	: 0,02 psi
Tube Side	:
○ Hot fluid	: Gas umpan Condenser
○ Suhu	: 372,9 s.d 305 K
○ ID	: 0,482 in
○ OD	: 0,75 in
○ BWG	: 12
○ Panjang	: 6 ft
○ Jumlah pipa	: 42 pipa
○ Pass	: 1 pass
○ Pitch	: 0,9375 in triangular pitch
○ Pressure drop	: 0,002 psi
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 932,2132

---

### 23. HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan umpan asam lemak minyak sawit sebelum diumpankan ke reaktor (R-01) dari suhu 30°C sampai suhu 70°C.

Tipe : 1:1 Shell and tube heat exchanger

Bahan : Carbonsteel SA 283 Grade C

Luas transfer panas : 110,39 ft<sup>2</sup>

UD : 57,79 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 75,36 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dirty Factor (Rd) : 0,0040 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Shell Side :

- Hot fluid : Gas keluar reaktor
- Suhu : 629 s.d 521,81 K
- ID : 10 in
- Pass : 1 pass
- Pressure drop : 2,06 psi

Tube Side :

- Cold fluid : Umpan reaktor
- Suhu : 373,68 s.d 517 K
- ID : 0,532 in
- OD : 0,75 in
- BWG : 16
- Panjang : 12 ft

- Jumlah pipa : 73 pipa
- Pass : 1 pass
- Pitch : 1 in triangular pitch
- Pressure drop : 0,01 psi

Jumlah : 1 buah  
 Harga : US\$ 5.475,4802

#### 24. HEATER (HE-02)

Tugas : Memanaskan umpan dari mixer ke reaktor (R-01) dari suhu 30°C sampai suhu 70°C.

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 686,47ft<sup>2</sup>

UD : 7,88 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 8,1135 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dirty Factor (Rd) : 0,0037 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Shell Side :

- Hot fluid : Gas keluar reaktor
- Suhu : 343 s.d 303 K
- ID : 10 in
- Pass : 1 pass
- Pressure drop : 0,40 psi



Tube Side	:
○ Cold fluid	: Umpan reaktor
○ Suhu	: 373,68 s.d 517 K
○ ID	: 0,532 in
○ OD	: 0,75 in
○ BWG	: 16
○ Panjang	: 12 ft
○ Jumlah pipa	: 592 pipa
○ Pass	: 1 pass
○ Pitch	: 1 in triangular pitch
○ Pressure drop	: 0,0013 psi
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 16.392,4310

## 25. HEATER (HE-03)

Tugas : Memanaskan hasil atas Dekanter 343 K sampai menara destilasi 357,3 K

Tipe	: <i>1:1 Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbonsteel SA 283 Grade C</i>
Luas transfer panas	: 678,70ft <sup>2</sup>
UD	: 7,14 Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F
Uc	: 7,326 Btu/ jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F
<i>Dirty Factor (Rd)</i>	: 0,0036 jam ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F/Btu

- Shell Side :
- Hot fluid : Gas keluar reaktor
  - Suhu : 343 s.d 303 K
  - ID : 10 in
  - Pass : 1 pass
  - Pressure drop : 0,05 psi

- Tube Side :
- Cold fluid : Umpan reaktor
  - Suhu : 357,3 s.d 343 K
  - ID : 0,532 in
  - OD : 0,75 in
  - BWG : 12
  - Panjang : 12 ft
  - Jumlah pipa : 692 pipa
  - Pass : 1 pass
  - Pitch : 1 in triangular pitch
  - Pressure drop : 0,004 psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 16.280,8730

## 26. HEATER (HE-04)

Tugas : Memanaskan hasil bawah Menara Destilasi (MD-01)

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

---

Bahan	: Carbonsteel SA 283 Grade C
Luas transfer panas	: 1432,73 ft <sup>2</sup>
UD	: 10,74 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	: 11,16 Btu/ jam.ft <sup>2</sup> .°F
Dirty Factor (Rd)	: 0,0035 jam ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Shell Side	:
○ Hot fluid	: Gas keluar reaktor
○ Suhu	: 527,47 s.d 517,29 K
○ ID	: 0,062 in
○ Pass	: 1 pass
○ Pressure drop	: 0,05 psi
Tube Side	:
○ Cold fluid	: Umpan reaktor
○ Suhu	: 555 s.d 533,75 K
○ ID	: 0,782 in
○ OD	: 0,74 in
○ BWG	: 12
○ Panjang	: 10 t
○ Jumlah pipa	: 947 pipa
○ Pass	: 1 pass
○ Pitch	: 1 in triangular pitch
○ Pressure drop	: 0,01psi
Jumlah	: 1 buah

---

Harga : US\$ 25.489,8421

## 27. HEATER (HE-05)

Tugas : Memanaskan hasil bawah Dekanter 343 K sampai Evaporator 357,3 K

Tipe : *1:1 Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Carbonsteel SA 283 Grade C*

Luas transfer panas : 1257,97 ft<sup>2</sup>

UD : 7,16 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 7,37 Btu/ jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirty Factor* (Rd) : 0,0037 jam ft<sup>2</sup> °F/Btu

Shell Side :

○ Hot fluid : Gas keluar reaktor

○ Suhu : 372,9 s.d 343 K

○ ID : 0,059 in

○ Pass : 1 pass

○ Pressure drop : 0,05 psi

Tube Side :

○ Cold fluid : Umpan reaktor

○ Suhu : 380 s.d 357,3 K

○ ID : 0,532 in

○ OD : 0,75 in

- BWG : 12
- Panjang : 10 ft
- Jumlah pipa : 1023 pipa
- Pass : 1 pass
- Pitch : 1 in triangular pitch
- Pressure drop : 0,0065psi

Jumlah : 1 buah  
Harga : US\$ 23.576,1060

**28. POMPA (P-01)**

Tugas : Mengalirkan umpan *DALMS* dari tangki penyimpanan (T-01) sebanyak 9671,4099 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 53,7313 gpm

Head : 10,8144 ft

Tenaga pompa : 0,3327 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 31103,8120

**29. POMPA (P-02)**

Tugas : Mengalirkan umpan *Metanol* dari tangki penyimpanan (T-02) sebanyak 10897,5549 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 73,7748 gpm  
*Head* : 36,4250 ft  
Tenaga pompa : 1,2627 Hp  
Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 37620,2687

**30. POMPA (P-03)**

Tugas : Mengalirkan umpan  $H_2SO_4$  dari tangki penyimpanan (T-03) sebanyak 96,7141kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 0,0496 gpm  
*Head* : 27,2014 ft

Tenaga pompa : 0,011 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 1667,6224

**31. POMPA (P-04)**

Tugas : Mengalirkan umpan *DAIMS* dari tangki penyimpanan (T-01) ke reactor (R-01) sebanyak 9671,4099 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 53,7313 gpm  
*Head* : 10,8144 ft  
Tenaga pompa : 0,3327 Hp  
Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 31103,8120

**32. POMPA (P-05)**

Tugas : Mengalirkan umpan *Metanol* dari tangki penyimpanan (T-02) ke Mixer (M-01) sebanyak 10897,5549 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 73,7748 gpm

*Head* : 36,4250 ft

Tenaga pompa : 1,2627 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 37620,2687

**33. POMPA (P-06)**

Tugas : Mengalirkan umpan *H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>* dari tangki penyimpanan (T-03) ke Mixer-01 sebanyak 96,714099 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 0,4096 gpm

*Head* : 27,2014 ft  
Tenaga pompa : 0,011 Hp  
Tenaga motor : 0,05 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 1667,6224

**34. POMPA (P-07)**

Tugas : Mengalirkan umpan *Methanol dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>* dari Mixer (M-01) ke Reaktor (R-01) sebanyak 10994,269 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 74,0397 gpm

*Head* : 36,6471 ft

Tenaga pompa : 1,2817 Hp

Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 37701,2772

**35. POMPA (P-08)**

Tugas : Mengalirkan umpan dari Reaktor 1 (R-01) ke Reaktor 2 (R-02)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 130,3980 gpm

*Head* : 23,4225 ft

Tenaga pompa : 3,2335 Hp



Tenaga motor : 4,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 52946,8032

**36. POMPA (P-09)**

Tugas : Mengalirkan umpan dari Reaktor 2 (R-02) menuju decanter 1 (D-01).

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 131,5695 gpm

Head : 23,7861 ft

Tenaga pompa : 3,2837 Hp

Tenaga motor : 4,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 53231,7118

**37. POMPA (P-10)**

Tugas : Mengalirkan umpan hasil atas Decanter (D-01) ke Menara Destilasi (MD-01)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 66,6251 gpm

Head : 8,5390 ft

Tenaga pompa : 0,6168 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

---

Harga : \$ 35388,3281

**38. POMPA (P-11)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil bawah Decanter(D-01) menuju ke Evaporator (EV-01)*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 64,8493 gpm

Head : 34,3458 ft

Tenaga pompa : 1,0764 Hp

Tenaga motor : 1,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 34819,3145

**39. POMPA (P-12)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil atas Evaporator (EV-01) menuju tangki penyimpanan (T-04).*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 4,5469 gpm

Head : 5,3022 ft

Tenaga pompa : 0,0303 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 7068,1155

---

**40. POMPA (P-13)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil bawah Evaporator (EV-01) menuju reactor (R-01)* Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 60,5964 gpm  
Head : 98,1031 ft  
Tenaga pompa : 1,9650 Hp  
Tenaga motor : 2,5 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 33430,7056

**41. POMPA (P-14)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil atas Menara Destilasi (MD-01) menuju reactor (R-01)*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah  
Kapasitas : 6,7325 gpm  
Head : 139,3280 ft  
Tenaga pompa : 0,4416 Hp  
Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA  
Harga : \$ 8945,0734

**42. POMPA (P-15)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) menuju ke Menara Destilasi (MD-02)*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 59,9498 gpm

Head : 33,1754 ft

Tenaga pompa : 1,2433 Hp

Tenaga motor : 1,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 33216,1848

**43. POMPA (P-16)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil bawah Menara Destilasi (MD-02) ke Reaktor (R-01)*

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 34,2862 gpm

Head : 39,1245 ft

Tenaga pompa : 0,6523 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 23754,6661

**44. POMPA (P-17)**

Tugas : Mengalirkan umpan *hasil atas Menara Destilasi (M1)-02* menuju ke tangki penyimpanan produk (T-05)

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,8580 gpm

Head : 18,0370 ft

Tenaga pompa : 0,3007 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 26000,7993

**45. POMPA (P-18)**

Tugas : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan (T-05) menuju ke truk tangki.

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,8580 gpm

Head : 18,0370 ft

Tenaga pompa : 0,3007 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 26000,7993

#### 46. POMPA (P-19)

Tugas : Mengalirkan produk dari tangki produk ( T-05) menuju ke truk tangki

Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, single suction, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 4,5459 gpm

Head : 5,3302 ft

Tenaga pompa : 0,0303 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 7068,1155

### 3.3. PERENCANAAN PRODUKSI

#### 3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *biodiesel* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *biodiesel* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *biodiesel* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan meningkatnya jumlah kepemilikan kendaraan bermotor yang menggunakan solar, serta berkembangnya industri-industri yang menggunakan *biodiesel* sebagai bahan bakar pengganti solar.

Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan kapasitas pabrik biodiesel pada tugas prarancangan ini adalah kebutuhan biodiesel dan ketersediaan bahan baku.

a) Proyeksi kebutuhan biodiesel.

Semakin bertambahnya produksi kendaraan yang menggunakan minyak solar sebagai bahan bakar, maka diperkirakan bahwa kebutuhan biodiesel juga akan semakin meningkat. Berikut ini data statistik yang diterbitkan oleh BPS (Badan Pusat Statistik) tentang konsumsi minyak solar di Indonesia dari tahun 1996-2001 :

**Tabel 3.1.** Konsumsi minyak solar dalam negeri periode 1996-2001

Tahun	Konsumsi minyak solar (Kilo liter)
1996	18.806.161
1997	21.839.178
1998	19.674.037
1999	20.148.672
2000	21.374.668
2001	22.987.184

Sumber : BPS, 2001.

Kebutuhan solar dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Diperkirakan kebutuhan solar akan terus meningkat pada tahun mendatang. Untuk mengantisipasi hal itu, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 80.000 ton/tahun

b) Ketersediaan bahan baku.

Untuk menghasilkan produk biodiesel sebanyak 80.000 ton/tahun akan membutuhkan bahan baku Distilat Asam Lemak Minyak Sawit, metanol, dan Asam Sulfat. Produksi Distilat Asam Lemak Minyak Sawit diperoleh dari pabrik kelapa sawit (PKS) dan perusahaan pengolah minyak sawit di Indonesia yang terletak daerah Sumatera dan Kalimantan. Dimana Distilat Asam Lemak Minyak Sawit merupakan limbah dari perusahaan kelapa sawit dan tidak dimanfaatkan sama sekali. Apabila dirasa masih kurang maka dapat mengimpor dari luar negeri seperti Malaysia karena Malaysia merupakan salah satu negara yang cukup fokus mengembangkan perkebunan kelapa sawit. Untuk metanol dipenuhi dari PT . Bunyu Metanol MEDCO. Sedangkan Asam Sulfat diperoleh dari Jawa Timur.

c) Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Jumlah pabrik biodiesel di dunia saat ini telah mencapai lebih dari 85 perusahaan, beroperasi secara batch maupun kontinyu. Beberapa pabrik di luar negeri yang beroperasi secara komersial adalah Pacific Biodiesel, Inc., di Hawaii (500 ton/tahun), Henkel Company di Jerman (200.000 ton/tahun), dan Lurgi Life Science GmbH di Jerman (100.000 ton/tahun). Sedangkan Pabrik di Indonesia yang sudah beroperasi dalam pembuatan *biodiesel* antara lain : PT. Musim Mas dengan kapasitas 100.000 ton/tahun yang beroperasi di provinsi Sumatera Utara dan PT. Wilmar Bioenergi Indonesia dengan proyeksi kapasitas 1.000.000 ton/tahun (berdiri tahun



---

200) yang beroperasi di propinsi Riau. Milik BPPT dengan kapasitas 1,3 ton/tahun dan 3 ton/tahun yang telah beroperasi dikawasan puspitek serpong.

d) Kapasitas produk yang dapat terserap oleh pasar

Sejak lima tahun terakhir Indonesia mengalami penurunan produksi minyak nasional yang disebabkan menurunnya secara alamiah ( natural decline ) cadangan minyak pada sumur-sumur yang memproduksi. Di lain pihak, penambahan jumlah penduduk telah meningkatkan kebutuhan sarana transportasi dan aktivitas industri yang berakibat pada peningkatan kebutuhan dan konsumsi bahan bakar minyak ( BBM ) nasional. Untuk memenuhi kebutuhan BBM tersebut, pemerintah mengimpor sebagian BBM. Menurut ditjen migas, impor BBM terus mengalami peningkatan yang cukup signifikan dari 106,9 juta barrel pada tahun 2002 menjadi 116,2 juta barrel pada tahun 2003 dan 154,4 juta barrel pada 2004. dilihat dari jenis BBM yang di impor, minyak solar ( ADO ) merupakan volume impor terbesar setiap tahunnya. Pada tahun 2002 jenis ini mencapai 60,6 juta barrel atau 56,7 % dari total, kemudian meningkat menjadi 61,1 juta barrel pada tahun 2003 dan 77,6 juta barrel pada tahun 2004.

Menurut badan penelitian dan pengembangan departemen pertanian, total kebutuhan biodiesel saat ini mencapai 4,12 juta kiloliter per tahun. Sementara kemampuan produksi biodiesel tahun 2006 baru 110 ribu kiloliter per tahun. Pada tahun 2007 kemampuan produksi di rencanakan akan di tingkatkan

---

menjadi 200 ribu kilo liter per tahun. Produsen-produsen lain meencanakan akan beroperasi pada tahun 2008 sehingga kapasitas produksi akan mencapai sekitar 400 ribu kilo liter per tahun. Pengelolaan energi nasional menargetkan produksi biodiesel sebesar 0,72 juta kiloliter pada tahun 2010 untuk menggantikan 2 % konsumsi solar dengan 25 unit pengolahan berkapasitas 30 ribu ton per tahun dengan nilai investasi Rp.1,32 triliun. Hingga menjadi sebesar 4,7 kilo liter pada tahun 2025 untuk mengganti 5 % konsumsi solar yang membutuhkan lahan 1,34 juta hektar lahan dan 45 unit pengolahan kapasitas 100 ribu ton per tahun. Sehingga dengan di dirikannya pabrik biodiesel dari distilat asam lemak minyak sawit kapasitas 80.000 ton/tahun ini dapat membantu pemerintah menyuplai kebutuhan solar 0,6 % dari kebutuhan sampai target pemerintah tahun 2025. Produk tersebut akan di pasarkan untuk di dalam negeri secara keseluruhan dengan bekerja sama dengan perusahaan minyak negara yaitu pertamina dan perusahaan-perusahaan yang telah diwajibkan untuk mengurangi emisi gas buangnya. Sebagai contoh saat ini pertamina telah mengeluarkan produk biosolar dan pertamina DEX yang notabene merupakan campuran petrosolar dan biosolar/biodiesel.

Dengan memperhatikan faktor-faktor di atas, maka dalam prarancangan pabrik biodiesel ini dipilih kapasitas 80.000 ton/tahun dengan pertimbangan antara lain:

- 1) Dari aspek bahan baku : kebutuhan akan DALMS dan metanol dapat tercukupi.

- 2) Dari segi pemasaran : produk biodiesel sebesar 80.000 ton/tahun dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

### 3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- ◆ Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- ◆ Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
  - Mencari daerah pemasaran.

#### b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- ◆ Material (bahan baku)

---

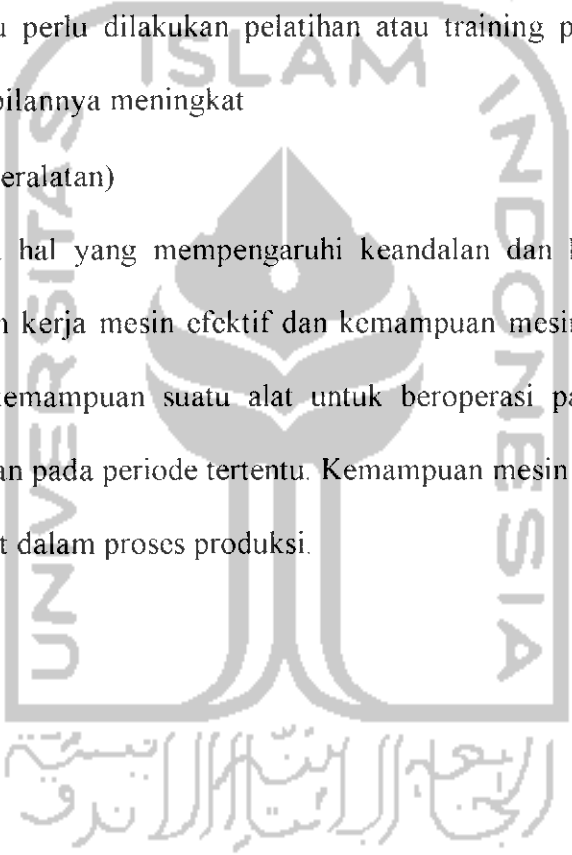
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

◆ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

◆ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



---

---

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peters and Timmerhaus, 2003).

Pabrik *Biodiesel* dari distilat asam lemak minyak sawit dan *metanol* dengan kapasitas 80.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Deli Serdang, Propinsi Sumatera Utara. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

##### 4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

---

---

1. Ketersediaan dan transportasi bahan baku (*raw material oriented*).

Bahan baku berupa Distilat Asam minyak sawit diperoleh dari dalam negeri. Pabrik biodiesel ini terletak di propinsi Deli Serdang Propinsi Sumatera Utara dimana banyak terdapat pabrik minyak sawit sehingga untuk pasokan bahan baku dapat digunakan truk. Sedangkan bahan baku metanol dapat dipasok dari dalam negeri/ lokal.

2. Pemasaran (*market oriented*).

Biodiesel merupakan bahan yang dapat dipasarkan langsung ke masyarakat, yaitu berupa biodiesel murni ataupun dijual ke produsen lain untuk kemudian dijual sebagai produk campuran minyak solar dan biodiesel dengan perbandingan tertentu.

3. Ketersediaan tenaga kerja.

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

4. Tersedia lahan yang cukup luas serta sumber air yang cukup banyak.

Lokasi yang dipilih merupakan kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk sehingga masih tersedia lahan yang cukup luas. Selain itu terdapat pula sumber air yang cukup banyak serta sarana dan prasarana transportasi dan listrik.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut.

#### 4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

##### 1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

##### 2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

##### 3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah

---

---

hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

#### **4.2. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan proses produksi maupun distribusi dapat dijamin kelancarannya.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat - alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu, yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat - alat produksi sehingga dapat memberikan kenyamanan proses produksi.





---

Adapun beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik antara lain :

1) Daerah Proses.

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Daerah proses ini diletakkan terpisah dari bagian lain.

2) Keamanan.

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3) Luas Area yang tersedia.

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat

---

#### 4) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain - lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

#### 5) Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

#### 6) Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

#### 1) Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

2) Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat - alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

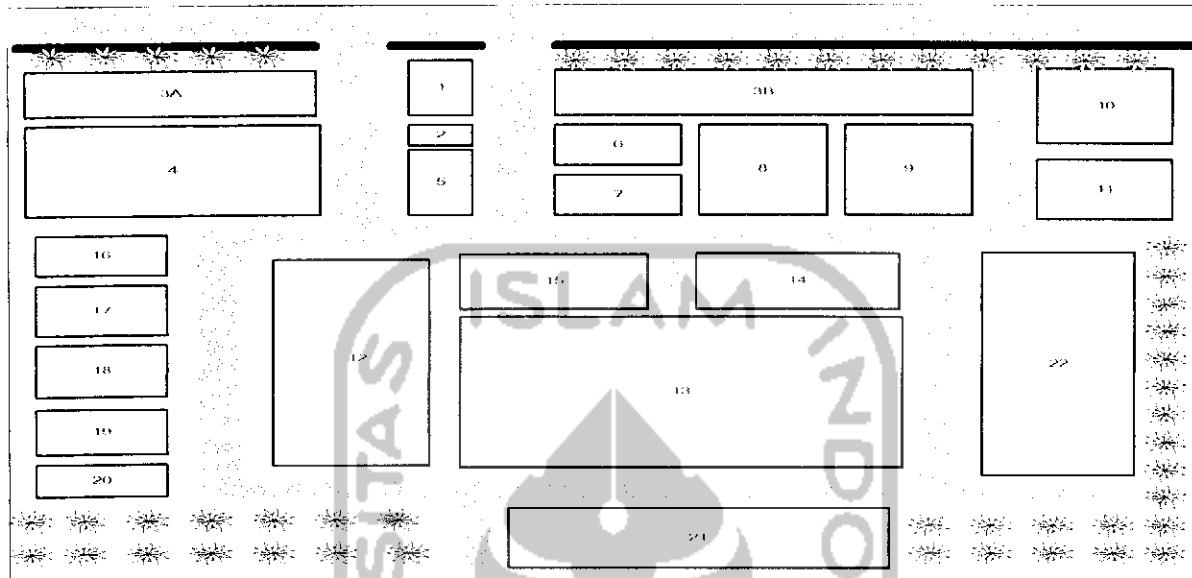
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat - alat produksi yang fleksibel.

**Tabel 4.1.** Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Kantor Utama	50 x 20	1000
2.	Pos keamanan/satpam	5 x 5	25
3	Mess	40 x 20	800
4.	Parkir tamu	20 x 10	200
5.	Parkir truk	20 x 15	300
5.	Ruang timbang truk	5 x 15	75
5.	Kantor teknik dan produksi	20 x 20	400
6.	Bengkel	20 x 10	200
7.	Klinik	15 x 10	150
8.	Kantin	20 x 15	300
9.	Masjid	15 x 25	375
10.	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11.	Gudang alat	20 x 15	300
12.	Gudang bahan kimia	25 x 15	375
13.	Laboratorium	15 x 20	300
14.	Utilitas	40 x 25	1000
15.	Daerah proses	60 x 80	4800
16.	Ruang kontrol	25 x 10	250
17.	Ruang kontrol utilitas	10 x 10	100
18.	Tangki bahan baku	25 x 35	875
19.	Tangki produk	20 x 25	500
20.	Jalan dan taman	50 x 30	1500
21.	Perluasan pabrik	90 x 50	4500
	Jumlah		18.625



Keterangan :

1. Pos keamanan
2. Ruang Tunggu
- 3A. Area parkir tamu
- 3B. Area parkir truk
4. kantor utama
5. Ruang timbang truk
6. Koperasi Karyawan
7. Klinik
8. Kantor teknik dan produksi

12. Tangki bahan baku
13. Area proses
14. Ruang kontrol
15. Laboratorium
16. Gudang alat
17. Bengkel
18. Pemadam Kebakaran
19. Gudang bahan kimia

Jalan pabrik

 Pohon

Skala 1 : 1000



**Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Biodiesel dari DALMS dan Metanol kapasitas 80.000 ton/tahun**

الرابعة الابتدائية  
البيعة الابتدائية

### 4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

a) Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

b) Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c) Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

d) Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi

gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

c) Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

f) Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan pada alat-alat proses lainnya.

g) *Maintenance*

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

➤ *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

➤ *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

◆ Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

◆ Bahan baku

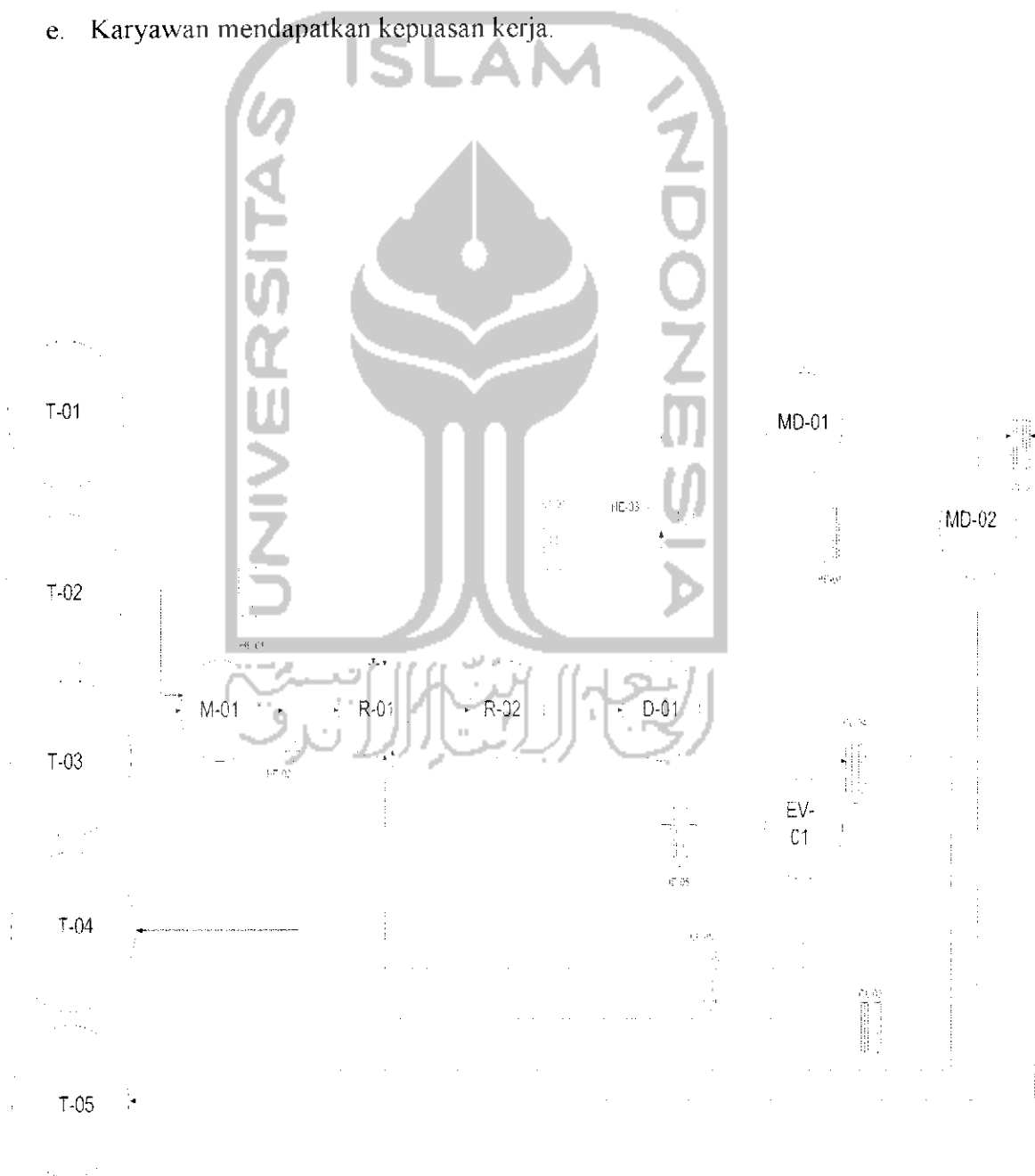
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.



- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Gambar 4.2 Layout Alat Proses

#### 4.4. Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka diperoleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku untuk menentukan alat-alat apa saja yang akan digunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut

##### 4.4.1. Perhitungan Neraca Massa

###### a) Neraca massa di mixer 1.

Tabel 4.2 Neraca massa di mixer 1

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
Metanol	264,91	8487,69	264,91	8487,69
H <sub>2</sub> O	3,88	69,84	3,88	69,84
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,23	22,64	0,23	22,64
<b>Jumlah</b>	<b>269,02</b>	<b>8580,18</b>	<b>269,02</b>	<b>8580,18</b>

###### b) Neraca massa di reaktor 1 ( $X_a = 0.76$ )

Tabel 4.3 Neraca massa di reaktor 1

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
DALMS	33,33	9477,98	7,9997	2274,71
Metanol	339,44	10875,76	314,11	10064,11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,30	29,01	0,30	29,01
M E	0,00	0,00	25,33	7557,92

H <sub>2</sub> O	15,70	282,92	41,03	739,41
<b>Jumlah</b>	<b>388,77</b>	<b>20665,68</b>	<b>388,77</b>	<b>20665,17</b>

c) Neraca massa di reaktor 2 ( $X_a = 0.94$ )

Tabel 4.4 Neraca massa di reaktor 2

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
DALMS	7,9997	2274,71	0,48	136,48
Metanol	314,11	10064,11	306,59	9823,18
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,30	29,01	0,30	29,01
M E	25,33	7557,92	32,85	9801,43
H <sub>2</sub> O	41,03	739,41	48,55	874,92
<b>Jumlah</b>	<b>388,77</b>	<b>20665,17</b>	<b>388,77</b>	<b>20665,02</b>

d) Neraca massa di Decanter 1

Tabel 4.5 Neraca massa di decanter 1

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
			TOP	BOTTOM
	Kmol/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
DALMS	0,48	136,48	562,99	5,69
Metanol	306,59	9823,18	987,19	8884,69
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,30	29,01	0,21	28,72
M E	32,85	9801,43	9254,47	93,48
H <sub>2</sub> O	48,55	874,92	8,48	839,05
<b>jumlah</b>	<b>388,77</b>	<b>20665,02</b>	<b>10813,43</b>	<b>9851,63</b>

e) Neraca Massa di Evaporator-01

Tabel 4.6 Neraca massa di evaporator 1

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	Kmol/jam	Kg/jam	TOP	BOTTOM
			Kg/jam	Kg/jam
DALMS	0,48	5,69	0,00	5,69
Metanol	306,59	8884,69	8882,91	1,78
H2SO4	0,30	28,72	0,00	28,72
M E	32,85	93,48	0,00	93,48
H2O	48,55	839,05	755,15	83,90
jumlah	388,77	9851,63	9638,06	213,57

f) Neraca Massa di Menara Destilasi-01

Tabel 4.7 Neraca massa di menara destilasi 1

KOMPONEN	INPUT	OUTPUT	
		TOP	BOTTOM
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
DALMS	562,99	0	562,99
Metanol	987,19	987,19	0
H2SO4	0,21	0	0,29
M E	9254,47	0,92	9253,55
H2O	8,48	8,22	0,25
jumlah	10813,42	996,33	9817,08

## g) Neraca Massa di Menara Destilasi-02

Tabel 4.8 Neraca massa di menara destilasi 2

KOMPONEN	INPUT	OUTPUT	
		TOP	BOTTOM
		Kg/jam	Kg/jam
DALMS	562,99	11,26	551,73
Metanol	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,29	0,00	0,29
M E	9253,55	6477,4838	2776,06
H <sub>2</sub> O	0,25	0,25	0,00
jumlah	<b>9817,08</b>	<b>6489,00</b>	<b>3328,09</b>

## 4.4.2. Perhitungan Neraca Panas

## a) Neraca panas di mixer 1

Tabel 4.9 Neraca panas di mixer 1

KOMPONEN	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
Q in	33068,80	
Q <sub>R</sub>	-	
Q out		33068,80
Q <sub>p</sub>		-
<b>Total</b>	<b>33068,80</b>	<b>33068,80</b>

**b) Neraca panas di reaktor 1**

**Tabel 4.10** Neraca panas di reaktor 1

KOMPONEN	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
Q in	-8542,56	
Q <sub>R</sub>	281065,07	
Q out		307915,91
Q <sub>p</sub>		3593,40
<b>Total</b>	<b>272522,5071</b>	<b>272522,5071</b>

**c) Neraca panas di reaktor 2**

**Tabel 4.11** Neraca panas di reaktor 2

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Q in	285128,64	
Q <sub>R</sub>	262189,20	
Q out		10981,40
Q <sub>p</sub>		536336,45
<b>Total</b>	<b>547317,84</b>	<b>547317,84</b>

**d) Neraca panas di decanter 1**

**Tabel 4.12** Neraca panas di decanter 1

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Q in	771.152,59	

$Q_R$		
Q out		16.687,20
$Q_p$		754.465,40
<b>Total</b>	<b>771.152,59</b>	<b>771.152,59</b>

e) Neraca panas di evaporator 1

Tabel 4.13 Neraca panas di evaporator 1

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Q in	294144,35	
$Q_R$	132161,65	
Q out		426303,67
$Q_p$		2,334
<b>Total</b>	<b>426306,00</b>	<b>426306,00</b>

f) Neraca panas di menara destilasi 1

Tabel 4.14 Neraca panas di menara destilasi 1

	Q masuk (kkal/jam)	Q keluar (kkal/jam)
Panas masuk	494680,00	
Panas distilat		7092,85
Panas keluar bag. bawah		111012,56
Beban condensor		1138821,92
Beban Reboiler	762247,33	
<b>Total</b>	<b>1256927,32</b>	<b>1256927,32</b>

### g) Neraca panas di menara destilasi 2

**Tabel 4.15** Neraca panas di menara destilasi 2

	Q masuk (kkal/jam)	Q keluar (kkal/jam)
Panas masuk	115617,43	
Panas distilat		79422,81
Panas keluar bag. bawah		35226,05
Beban condensor		9558264,96
Beban Reboiler	9557296,39	
Total	<b>9672913,82</b>	<b>9672913,82</b>

#### 4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *Biodiesel* ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

- 1) Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.
- 2) Unit Pembangkit Steam.
- 3) Unit Pembangkit Listrik.
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar.
- 5) Unit Pengadaan Udara Tekan.
- 6) Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.



#### 4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Biodiesel* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

##### 1) Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor - faktor berikut :

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

##### 2) Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a) Zat - zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas - gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam - garam karbonat dan silica.

- c) Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat - zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

- 3) Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri yang patogen.

#### Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

##### a) Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- 1)  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , yang berfungsi sebagai flokulan.
- 2)  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42

ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

#### **b) Penyaringan**

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

#### **c) Demineralisasi**

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $Ca^{++}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$  dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya

effisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.

- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>.

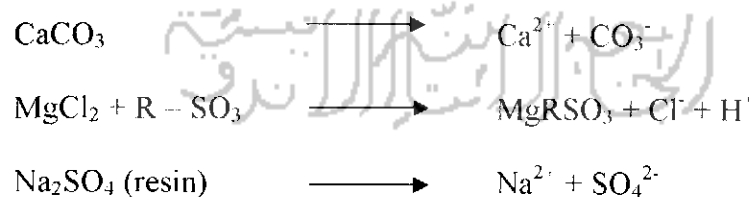
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

#### 1) Kation Exchanger

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation - kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H<sup>+</sup> sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>.

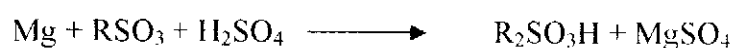
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>.

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi:



## 2) Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



## 3) Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

**d) Pendinginan dan Menara Pendingin**

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit - unit pendingin di pabrik.

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

- a. Kebutuhan air pendingin

**Tabel 4.16.** Kebutuhan air pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah kebutuhan	
		(Lb/jam)	(Kg/jam)
1.	Cooler 1 (CL-01)	73,1927	33,1997
2.	Cooler 2 (CL-02)	22.993,6420	10.429,7413
3.	Cooler 3 (CL-03)	125.264,1335	56.818,8589
4.	Cooler 4 (CL-04)	16.800,1002	7.620,3978
6.	Cooler 5 (CL-05)	82,8625	37,5858
7.	Condenser 1 (CD-01)	1.324.075,8462	600.590,7409
8.	Condenser 2 (CD-02)	237.969,4038	107.941,1130
9.	Condenser 3 (CD-03)	1.997.304,9138	905.962,3294

10.	Reaktor 1 (R-01)	66.084,4623	29.975,4098
11.	Reaktor 2 (R-02)	27.622,9466	12.529,5586
	<b>Jumlah</b>	<b>3.818.271,5035</b>	<b>1.731.938,9351</b>

Air pendingin 80 % dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga;

Make up air pendingin =  $0.2 \times 1.731.938,9351 \text{ kg/jam} = 346.387,7870 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan air secara kontinyu =  $346.387,7870 \text{ kg/jam}$ .

b. Kebutuhan air pembangkit steam.

**Tabel 4.17.** Kebutuhan air pembangkit steam.

No.	Nama alat	Jumlah kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater 1 (HE-01)	263,1013
2.	Heater 2 (HE-02)	95,91501
3.	Heater 3 (HE-03)	44,36001
4.	Heater 4 (HE-04)	2,680
5.	Heater 5 (HE-05)	67,83666



6.	Evaporator 1 (LV-01)	253,4055
	<b>Jumlah</b>	<b>3.404,6185</b>

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga ;

$$\text{Make up Steam} = 0.2 \times 3.404,6185 \text{ kg/jam} = 680,9237 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air secara kontinyu = 680.9237 kg/jam.

c. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

**Tabel 4.18.** Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	200
2	Laboratorium	20,8333
3	Poliklinik	20,8333
4	Kantin, mushola, kebun, dll	625
	<b>Jumlah</b>	<b>1.916,6667</b>

$$\text{Kebutuhan air total} = 346.387,7870 + 680,9237 + 1.916,6667$$

$$= 348.985,3774 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Diambil angka keamanan } 10 \% = 1,1 \times 348.985,3774$$

$$= 383.883,9151 \text{ kg/jam.}$$

#### 4.5.2. Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas	: 3.404,6185 kg/jam
Tekanan	: 29.4 psi
Jenis	: <i>Fire tube boiler</i>
Jumlah	: 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *Biodiesel* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flats* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahanan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O<sub>2</sub>, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler *feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -102<sup>0</sup>C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

#### 4.5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompressor, pompa, dan *Cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- ⊖ Kapasitas : 332.7579 KWatt
- ⊖ Jenis : 1 buah generator listrik

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

- a. Listrik untuk keperluan proses

- ◆ Peralatan proses

**Tabel 4.19.** Kebutuhan listrik alat proses

No.	Nama alat	Kode alat	Power (Hp)
1.	Pompa- 01	P -01	0.5
2.	Pompa- 02	P -02	0.5
3.	Pompa- 03	P -03	2
4.	Pompa- 04	P -04	2
5.	Pompa- 05	P -05	2
6.	Pompa- 06	P -06	4.5
7.	Pompa- 07	P -07	4.5

8.	Pompa- 08	P -08	1
9.	Pompa- 09	P -09	1.5
10.	Pompa- 10	P -10	0.05
11.	Pompa- 11	P -11	0.05
12.	Pompa- 12	P -12	2.5
13.	Pompa- 13	P -13	1
14.	Pompa- 14	P -14	1.5
15.	Pompa- 15	P -15	0.5
16.	Pompa- 16	P -16	0.5
17.	Pompa- 17	P -17	1
18.	Pompa- 18	P -18	0.05
19.	Pompa- 18	P -18	0.05
19.	Reaktor -01	R -01	46.43
20.	Reaktor -02	R -02	46.43
21.	Mixer -01	M -01	0.5
<b>Jumlah</b>			<b>119,06</b>

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 119,06 Hp.

◆ Peralatan utilitas

**Tabel 4.20.** Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Nama alat	Kode alat	Power (Hp)
1.	Pompa- 01	PU -01	2.5
2.	Pompa- 02	PU -02	2.5
3.	Pompa- 03	PU -03	3
4.	Pompa- 04	PU -04	4
5.	Pompa- 05	PU -05	3
6.	Pompa- 06	PU -06	3.5
7.	Pompa- 07	PU -07	2
8.	Pompa- 08	PU -08	4.5
9.	Pompa- 09	PU -09	4,5
10.	Pompa- 10	PU -10	0,0833
11.	Pompa- 11	PU -11	0,05
12.	Pompa- 12	PU -12	0,0833
13.	Pompa- 13	PU -13	0,0833
14.	Pompa- 14	PU -14	0,0833
15.	Pompa- 15	PU -15	1
16.	<i>Flokulator</i>	FL	1
17.	<i>Blower</i>	BL	60
18.	<i>Deaerator</i>	DEA	0,05
19.	<i>Compressor</i>	CU	1,5
<b>Jumlah</b>			<b>93,4332</b>

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 93,4332 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$$119,06\text{Hp} + 93,4332 \text{ Hp} = 212,4932 \text{ Hp}$$

Diambil angka keamanan 20 % = 254.9918 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 101.9967 Hp
- ◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 63,7479 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 266.206381 Kw

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik = 332.757976 Kw

( 1 Hp – 0,7457 kW)

#### 4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

- ❖ Bahan bakar untuk *boiler*

Kebutuhan fuel oil = 45,3689 L/jam

- ❖ Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

Jenis bahan bakar = medium furnace oil

Kebutuhan bahan bakar = 17,1916 L/jam

#### 4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 m<sup>3</sup>/jam atau 8.3333 m<sup>3</sup>/min

#### 4.5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *biodiesel* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat *organik*
- b. Buangan air *domestik*.
- c. *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
- d. *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, *aerasi* dan *injeksi gas klorin*.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

#### 4.5.7. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

##### 1) Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Menampung dan menyediakan air serta mengendapkan kotoran.

Kapasitas : 2309,787 m<sup>3</sup>



Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :

a. Tinggi = 2,5 m

b. Lebar = 21,4932 m

c. Panjang = 42,9864 m

Harga : Rp. 1.151.651.745,38

## 2) Bak Flokulator (FL)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.

Kapasitas : 461.9575 m<sup>3</sup>

Jenis : Bak silinder tegak.

Dimensi :

a. Tinggi = 8,3800 m

b. Diameter = 8,3800 m

Power pengaduk : 99 Hp

Harga : \$ 115.558,21

## 3) Clarifier (CLU)

Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air.

Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.

Kapasitas :  $461,9575\text{m}^3$

Waktu pengendapan : 1 jam.

Dimensi :

a. Diameter = 8,3800 m

b. Tinggi Clarifiers = 11,1733 m

Harga : \$ 459,2606

#### 4) Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifer.

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Kapasitas :  $53,6027\text{m}^3$

Debit aliran : 1694,9980 gpm

Tinggi : 1,0212 m

Tinggi lapisan pasir : 0,8510 m

Panjang : 7,2450 m

Lebar : 7,2450 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Jumlah : 1

Harga : Rp. 26.726.104,86

**5) Bak Penampung air bersih.**

Fungsi	: Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir.
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Volume	: 2309,7874 m <sup>3</sup>
Panjang	: 42,9864 m
Tinggi	: 2,5 m
Lebar	: 21,4932m
Jumlah	: 1
Harga	: Rp. 1.151.651.745,38

**6) Bak Penampung Air Kantor Dan Rumah Tangga.**

Fungsi	: Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Volume	: 27,6 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,5 m
Panjang	: 6,0663 m
Lebar	: 3,0332 m
Jumlah	: 1
Harga	: Rp. 13.800.000,00

### 7) Bak Penampung Air Pendingin.

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 831,3307 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,5 m

Panjang : 33,2933 m

Lebar : 16,6466 m

Jumlah : 1

Harga : Rp. 415.665.344,43

### 8) Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 119.869,938 kg/jam.

Jenis : Cooling tower induced draft

Tinggi : 4,0632 m

Ground area : 188,9208 m<sup>2</sup>

Panjang : 13,7448 m

Lebar : 13,7448 m

Jumlah : 1

---

---

Harga : \$ 1.385.404,16

**9) Blower Cooling Tower**

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan.

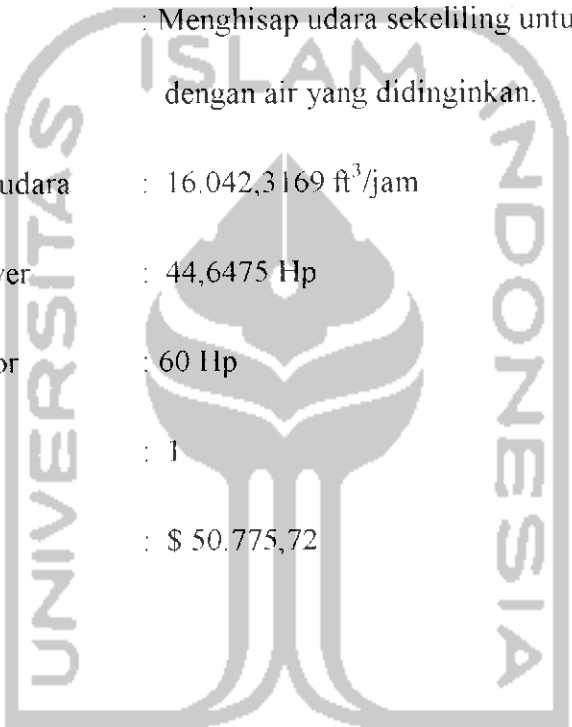
Kebutuhan udara : 16.042,3169 ft<sup>3</sup>/jam

Power blower : 44,6475 Hp

Power motor : 60 Hp

Jumlah : 1

Harga : \$ 50.775,72



**10) Kation Exchanger**

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak

Tinggi : 1,9050 m

Volume : 0.1769 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,3439 m

Tebal : 0,0034 m

---

---

Jumlah	: 2
Harga	: \$ 237,07

### 11) Anion Exchanger

Fungsi	: Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO <sub>4</sub> , dan NO <sub>3</sub> .
Jenis	: Silinder tegak
Tinggi	: 1,9050 m
Volume	: 0,1769 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,3439 m
Tebal	: 0,0034 m
Jumlah	: 2
Harga	: \$ 237,07

### 12) Tangki Deaerator

Fungsi	: Membebaskan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> dan larutan NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O
Jenis	: Bak Silinder tegak
Tinggi	: 1,0135 m
Volume	: 0,8171 m <sup>3</sup>

---

---

Diameter	: 1,0135 m
Jenis pengaduk	: Marine propeller 3 blade
Power pengaduk	: 0,05 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 3.085,04

### 13) Tangki Umpan Boiler

Fungsi	: Menampung umpan boiler
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 1,6342 m
Volume	: 0,4407 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,2769 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 4.814,78

### 14) Tangki Penampung Kondensat

Fungsi	: Menampung kondensat dari alat proses sebelum di sirkulasi menuju tangki umpan boiler.
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 2,0269 m
Volume	: 6,6359 m <sup>3</sup>

---

---

Diameter : 2,0269 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 26.856,86

### 15) Tangki Larutan Kaporit

Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan air : 1916,6667 kg/jam

Kadar Clorine dalam kaporit : 49,6 %

Kebutuhan kaporit : 0,0155 kg/jam

Tinggi : 0,6981 m

Volume : 0,2671 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,6981 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 1.624,03



### 16) Tangki Desinfektan

Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Jenis : Tangki Silinder tegak

Tinggi : 1,4309 m

Volume : 2,3 m<sup>3</sup>

Diameter : 1,4309 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 5.910,53

### 17) Tangki Larutan NaCl

Fungsi : Membuat larutan NaCL jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaCL : 23,5092 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,7306 m

Volume : 0,3061 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,7306 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 1.762,48

**18) Tangki Pelarut NaOH**

Fungsi : Membuat larutan NaOH jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaOH : 0,6748 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,4767 m

Volume : 0,0850 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,4767 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 817,23

**19) Tangki Pelarut Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Fungsi : Melarutkan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 0,0055 kg/jam

Tinggi : 0,7661 m

Volume : 0,3530 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,7661 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 1.919,77

**20) Tangki Penampung  $N_2H_4$** 

Fungsi : Melarutkan  $Na_2H_4$  yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan  $Na_2H_4$  : 0,0055 kg/jam

Tinggi : 0,7661 m

Volume : 0,3530 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,7661 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 1.919,77

**21) Tangki Bahan Bakar Generator**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator selama 15 hari

Jenis : Tangki Silinder tegak

Tinggi : 1,9903 m

Volume : 6,1890 m<sup>3</sup>

Diameter : 1,9903 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 21.687,50

**22) Boiler**

Fungsi : Memproduksi steam pada suhu 248 °F dan tekanan 29,4 psi

Jenis : Fire tube boiler

Kebutuhan steam : 680,9237 kg/jam

Luas tranfer panas : 918,9209 ft<sup>2</sup>

Jumlah tube : 17 buah

Jumlah : 1

Harga : \$ 28.364,00

**23) Bahan Bakar Boiler**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk boiler selama 15 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Tinggi : 2,7504 m

Volume : 16,3328 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,7504 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 8.944,52

**24) Pompa Utilitas – 01 (PU-01)**

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap sebanyak 384.964,5611 kg/jam

Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.694,9980 gpm
Head pompa	: 4,1861 ft
Tenaga pompa	: 2,2429 Hp
Tenaga motor	: 2,5 Hp
Putaran standar	: 750 rpm
Putaran spesifik	: 855,3365 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

#### 25) Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap kedalam bak flokulator sebanyak 384.964,5611 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam

Kecepatan linier	: 1.964,998 gpm
Head pompa	: 4,1861 ft
Tenaga pompa	: 2,2429 Hp
Tenaga motor	: 2,5 Hp
Putaran standar	: 500 rpm
Putaran spesifik	: 10.550,8361 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

#### 26) Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak flokulator ke dalam clarifer sebanyak 384.964,5611 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.694,998 gpm
Head pompa	: 4,6344 ft
Tenaga pompa	: 2,4831 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp

---

---

Putaran standar	: 500 rpm
Putaran spesifik	: 6.517,1355 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

**27) Pompa Utilitas – 04 (PU-04)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak clarifer menuju bak saringan pasir sebanyak 384.964,5611 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.694,998 gpm
Head pompa	: 6,4605 ft
Tenaga pompa	: 3,4615 Hp
Tenaga motor	: 4 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 17.779,5907 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

---

---

### 28) Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Fungsi	: Mengalirkan air pencuci bak pasir dari bak penampung air bersih menuju bak saringan pasir sebanyak 384.964,5611 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.694,988 gpm
Head pompa	: 5,3333 ft
Tenaga pompa	: 2,6895 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 20.529,4154 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

### 29) Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampungan air
--------	----------------------------------------------------------------------------------------------



untuk kantor, proses, pendingin, pembangkit  
 steam sebanyak 384.964,5611 kg/jam

Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 384.964,5611 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.694,9980 gpm
Head pompa	: 6,0527 ft
Tenaga pompa	: 3,2430 Hp
Tenaga motor	: 3,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 18.670,759 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 246.705,46

### 30) Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air kantor menuju kantor dan rumah tangga.
Jenis	: Centrifugal pump single stage

---

---

Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 346.387,7870 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.525,1446 gpm
Head pompa	: 2.100,08 ft
Tenaga pompa	: 1,4738 Hp
Tenaga motor	: 2 Hp
Putaran standar	: 7500 rpm
Putaran spesifik	: 1.449,4887 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 51.093,99

### 31) Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik sebanyak 430.531,7822 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 430.531,7822 kg/jam

---

---

---

---

Kecepatan linier	: 1.895,63 gpm
Head pompa	: 5,9246 ft
Tenaga pompa	: 2,6887 Hp
Tenaga motor	: 4,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 20.064,0153 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 263.833,19

### 32) Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air pendingin bebas dari bak air proses menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak 430.531,7822 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 430.531,7822 kg/jam
Kecepatan linier	: 1.895,63 gpm
Head pompa	: 5,9247 ft

---

---

Tenaga pompa : 3,9446 Hp  
Tenaga motor : 4.5 Hp  
Putaran standar : 1750 rpm  
Putaran spesifik : 20.064,0153 rpm

Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 263.833,19

### 33) Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin.

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 680,9237 kg/jam

Kecepatan linier : 2,9981 gpm

Head pompa : 6,6003 ft

Tenaga pompa : 0,01 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1.471,6948 rpm

Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 9.788,81

### 34) Pompa Utilitas – 11 (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air bersih dari bak penampung menuju kation exchanger sebanyak 680,9237 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 680,9237 kg/jam

Kecepatan linier : 2,9981 gpm

Head pompa : 3,8612 ft

Tenaga pompa : 0,01 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 2.200,1418 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 9.788,81

**35) Pompa Utilitas – 12 (PU-12)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari kation exchanger menuju anion exchanger
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 680,9237 kg/jam
Kecepatan linier	: 2,9981 gpm
Head pompa	: 10,8612 ft
Tenaga pompa	: 0,019 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1.012,9394 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 9.788,81

**36) Pompa Utilitas – 13 (PU-13)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki deaerator.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller

---

---

Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 680,9237 kg/jam
Kecepatan linier	: 2,9981 gpm
Head pompa	: 9,9481 ft
Tenaga pompa	: 0,018 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1.081,8944 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 9.788,81

**37) Pompa Utilitas – 14 (PU-14)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 1.916,6667 kg/jam
Kecepatan linier	: 8,4391 gpm
Head pompa	: 10,92 ft

---

---

Tenaga pompa : 0,06 Hp  
Tenaga motor : 0,0833 Hp  
Putaran standar : 3500 rpm  
Putaran spesifik : 1.693,1020 rpm

Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 10.243,64

### 38) Pompa Utilitas – 15 (PU-15)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler  
Jenis : Centrifugal pump single stage  
Tipe : Radial Flow Impeller  
Bahan : Commercial steel  
Kapasitas : 1.916,6667 kg/jam  
Kecepatan linier : 8,4391 gpm  
Head pompa : 144,1481 ft  
Tenaga pompa : 0,73 Hp  
Tenaga motor : 1 Hp  
Putaran standar : 3500 rpm  
Putaran spesifik : 523,7236 rpm



---

---

Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 10.243,64

## 4.6 Laboratorium

### 4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- ◆ Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
  - ◆ Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
  - ◆ Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
  - ◆ Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.
- 
-

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

a. Kelompok kerja Non shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen kimia* yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- 1) Menyiapkan *reagen* untuk analisa laboratorium unit.
- 2) Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- 3) Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok shift.

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa- analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

#### 4.6.2 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *biodiesel* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *biodiesel* ini dilakukan terhadap :

- 1) Bahan baku *Destilat Asam Lemak Minyak Sawit* , yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impurities / inert, warna, *viscositas*, kelarutan dalam *metanoll*, *spesifik gravity*, dan indeks bias.
- 2) Bahan baku *metanol*,  $H_2SO_4$ , yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, *viscositas*, kelarutan dalam ethanol, *spesifik gravity*, kadar.
- 3) Produk Biodiesel yang dianalisa sesuai setandar ASTM  
Analisa untuk unit utilitas, meliputi :
  - 1) Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai  $SiO_2$ , Ca sebagai  $CaCO_3$ , Sulfur sebagai  $SO_4^{2-}$ , chlor sebagai  $Cl_2$  dan zat padat terlarut.
  - 2) Penukar ion, yang dianalisa kesadahan  $CaCO_3$ , silikat sebagai  $SiO_2$ .
  - 3) Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
  - 4) Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $O_2$  terlarut dalam Fe.
  - 5) Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, Kadar  $CaCO_3$ ,  $SO_3$ ,  $PO_4$ ,  $SiO_2$ .
  - 6) Air minum, yang dianalisa meliputi pH, *chlor* sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sample yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sample. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

**a. Gas**

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sample dengan botol gas sample yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanan, terlebih gas yang dianalisa berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi angin.

**b. Cairan**

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

**c. Padatan**

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam bentuk *container*/karung. Jumlah sample yang harus diambil adalah akar dari jumlah *container*/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sample padatan dalam conveyor yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

#### 4.6.3 Alat Analisa Penting

Alat analisa yang digunakan :

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *Spesific gravity*.

3) Viscometer batch

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *Infra Red Spectrometer*

Digunakan untuk mengukur indeks bias.

#### 4.7. Organisasi Perusahaan

##### 4.7.1. Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik *Biodiesel* ini direncanakan didirikan pada tahun 2014 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- ◆ Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.

- ◆ Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- ◆ Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- ◆ Efisiensi Manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- ◆ Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
- ◆ Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

- ◆ Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- ◆ Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- ◆ Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
- ◆ Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- ◆ Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

#### **4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu

---

sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem struktur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

---



Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- ◆ Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- ◆ Penempatan pegawai yang lebih tepat

- ◆ Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- ◆ Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- ◆ Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- ◆ Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

#### **4.7.3. Tugas dan Wewenang**

##### **4.7.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

##### **4.7.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal yang penting

#### 4.7.3.3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

#### 4.7.3.4. *Staff Ahli*

*Staff ahli* terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff ahli* bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff ahli* antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum

#### 4.7.3.5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

##### a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

##### b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

##### c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

**d. Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

**e. Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

**4.7.3.6. Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses

produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

**a. Kepala Seksi Proses**

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

**Seksi Proses :**

Tugas seksi proses antara lain :

- ◆ Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- ◆ Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

**b. Kepala Seksi Pengendalian**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

**Seksi Pengendalian :**

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- ◆ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- ◆ Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

### c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

#### Seksi Laboratorium :

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- ◆ Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- ◆ Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

### d. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

#### Seksi Pemeliharaan :

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- ◆ merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.



**e. Kepala Seksi Utilitas**

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

**Seksi Utilitas :**

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- ◆ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

**f. Kepala Seksi Penelitian**

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

**Seksi Penelitian :**

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- ◆ Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

**g. Kepala Seksi Pengembangan**

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

**Seksi Pengembangan :**

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- ◆ Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- ◆ Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

#### **h. Kepala Seksi Administrasi**

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

##### **Seksi Administrasi :**

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- ◆ Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

#### **i. Kepala Seksi Keuangan**

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

##### **Seksi Keuangan :**

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- ◆ Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- ◆ Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- ◆ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

#### **j. Kepala Seksi Penjualan**

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

##### **Seksi Penjualan :**

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- ◆ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

**k. Kepala Seksi Pembelian**

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

**Seksi Pembelian :**

Tugas seksi pembelian antara lain :

- ◆ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

**l. Kepala Seksi Personalia**

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

**Seksi personalia :**

Tugas seksi Personalia antara lain :

- ◆ Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- ◆ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ◆ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- ◆ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

**m. Kepala Seksi Humas**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

**Seksi Humas :**

Tugas seksi Humas antara lain :

- ◆ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

**n. Kepala Seksi Keamanan**

Tugas Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

**Seksi Keamanan :**

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- ◆ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- ◆ Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- ◆ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### 4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *Biodiesel* ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1). Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2). Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3). Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### 4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

#### 4.7.5.1. Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin - Jum'at : 08.00 - 16.30 WIB.
- Istirahat : 12.00 - 13.00 WIB.
- Coffee Break I : 09.45 - 10.00 WIB.
- Coffee Break II : 14.45 - 15.00 WIB.
- Sabtu : 08.00 - 13.30 WIB.
- Istirahat Sabtu : 12.00 - 12.30 WIB.

#### 4.7.5.2. Jadwal Shift

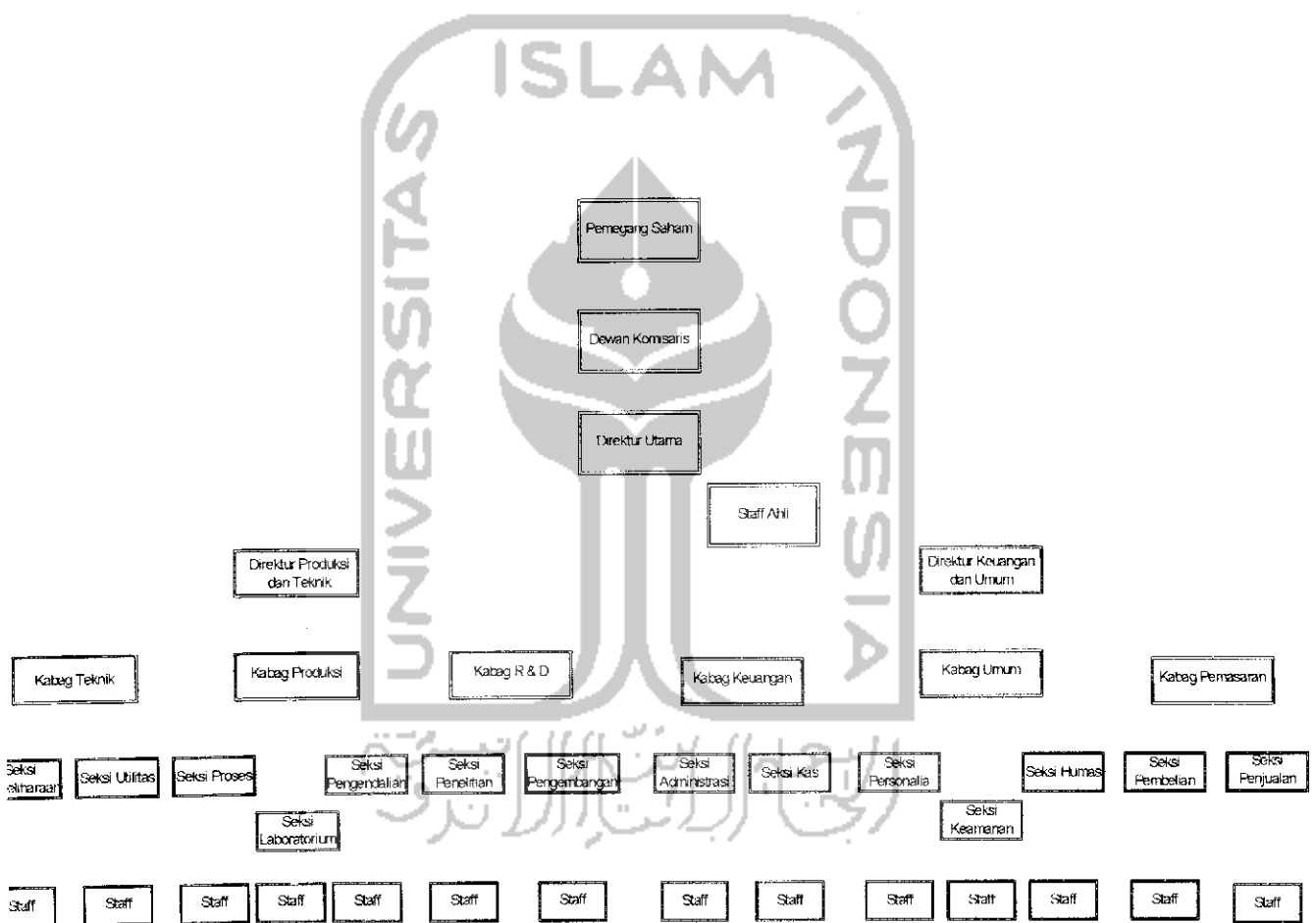
Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 24.00 - 08.00 WIB.
- Shift II : 08.00 - 16.00 WIB.
- Shift III : 16.00 - 24.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan

diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

#### 4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

##### 4.7.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.21. Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter
14.	Paramedis	Perawat
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

##### 4.7.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.22. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

NO	Jabatan	Jumlah
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	1



2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17.	Kepala Seksi Administrasi	1
18.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23.	Kepala Seksi Utilitas	1

24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	4
27.	Karyawan Humas	3
28.	Karyawan Keamanan	9
29.	Karyawan Pembelian	4

30.	Karyawan Pemasaran	4
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas/Anggaran	3
33.	Karyawan Proses	32
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	6
36.	Karyawan Pemeliharaan	4
37.	Karyawan Utilitas	10
38.	Karyawan KKK	3
39.	Karyawan Litbang	4
40.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41.	Medis	1
42.	Paramedis	3
43.	Sopir	3
44.	Cleaning Service	8
	Total	139

#### 4.7.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

##### 1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

##### 2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

##### 3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

#### Penggolongan Gaji Berdasarkan Jabatan

**Tabel 4.23.** Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
(1)	(2)	(3)
1	Direktur Utama	Rp. 20.000.000,00
2	Direktur	Rp. 15.000.000,00
3	Staff Ahli	Rp. 5.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp. 8.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp. 4.500.000,00
6	Sekretaris	Rp. 1.800.000,00
7	Dokter	Rp. 4.000.000,00
8	Paramedis	Rp. 1.500.000,00
9	Karyawan	Rp. 1.500.000,00
10	Satpam	Rp. 1.200.000,00
11	Sopir	Rp. 900.000,00
12	<i>Cleaning service</i>	Rp. 500.000,00

#### 4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

##### 1. *Salary*

- a. *Salary*/bulan
- b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*

- 
- c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
  - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
    - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
    - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
      - 1,5 % tanggungan perusahaan
      - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
    - a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
    - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan

Untuk staff disediakan mess
5. Rekreasi dan olahraga
    - a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
    - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
6. Kenaikan gaji dan promosi
    - a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
-

- b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
7. Hak cuti dan ijin
    - a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
    - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
  8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.

#### 4.7.8. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga

penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

#### 4.8. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Biodiesel ini dapat dibuat evaluasi atau penilaian atas investasi yang ditinjau dengan metode :

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

#### 4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya dikalikan rasio indeks harga.

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

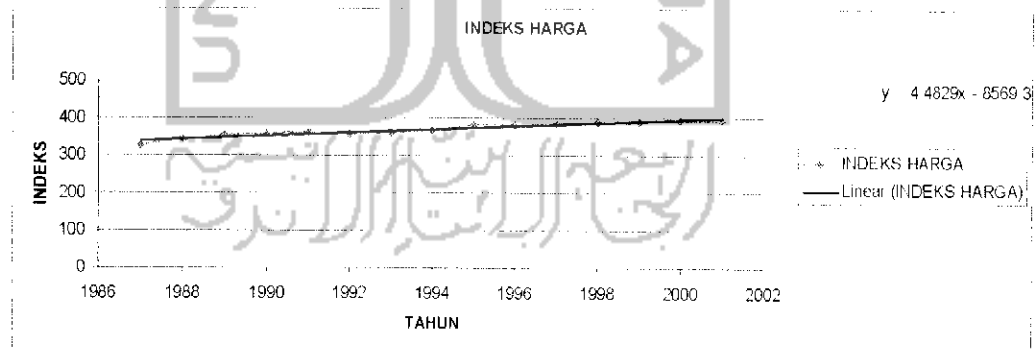
$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari "[www.che.com](http://www.che.com)".

Tabel 4.24. Perkembangan Indeks Harga

Tahun	X(Tahun)	Y (indeks)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361.3
1992	6	358.2
1993	7	359.2
1994	8	368.1
1995	9	381.1
1996	10	381.7
1997	11	386.5
1998	12	389.5
1999	13	390.6
2000	14	394.1
2001	15	394.3
<b>Total</b>	<b>120</b>	<b>5542.6</b>

Sumber : Peter Timmerhause, 1990



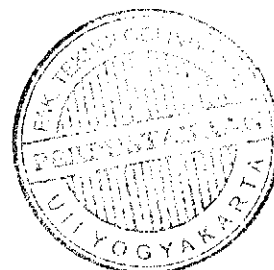
Grafik 4.1 Indeks Nilai

Persamaan yang diperoleh adalah :

$$y = 3.8293x - 7459.9 \dots\dots\dots(1)$$

Dimana : x = tahun

y = index harga





Dengan menggunakan persamaan diatas, maka harga index pada tahun perancangan yaitu pada tahun 2014 dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} y &= 4.4829 (2014) - 8569.3 \\ &= 459,2606 \end{aligned}$$

Harga alat dapat dicari dari data di pasaran dalam negeri maupun luar negeri, dan dihitung dari tahun evaluasi menggunakan grafik yang tersaji menurut jenis alatnya, dimana harga alat tersebut ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \cdot x \cdot \frac{N_x}{N_y} \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

$N_y$  = Harga index untuk tahun y

$N_x$  = Harga index untuk tahun x

$E_x$  = Harga alat pada tahun x

$E_y$  = Harga alat pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$Eb = Ea \left( \frac{Cb}{Ca} \right)^x \dots\dots\dots(3)$$

Dimana :

$Ea$  = Harga alat a

$Eb$  = Harga alat b

$Ca$  = Kapasitas alat a

$C_b$  = Kapasitas alat b

$x$  = eksponen

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga exponent untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhaus, "Plant Design And Economic For Chemical Engineering", 3<sup>th</sup> ed., hal 170. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga  $x = 0,6$ .

#### 4.8.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah:

Kapasitas produksi	: 80,000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Pabrik didirikan tahun	: 2014
Nilai kurs US \$	: 1 US \$ = Rp 9.300,00
Umur alat	: 10 tahun

#### 4.8.3 Perhitungan Biaya

##### 4.8.3.1 *Capital Investment*

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

*Capital Investment* meliputi :

- Fixed Capital Investment (FCI)*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas-fasilitasnya.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

*Working Capital Investment* adalah biaya-biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### 4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk produksi suatu barang, yang merupakan jumlah dari *Direct Manufacturing Cost (DC)*, *Indirect Manufacturing Cost (IC)* dan *Fixed Manufacturing Cost (FC)*, yang berkaitan dengan produk.

a) *Direct Manufacturing Cost (DC)*

*Direct Manufacturing Cost (DC)* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b) *Indirect Manufacturing Cost (IC)*

*Indirect Manufacturing Cost (IC)* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c) *Fixed Manufacturing Cost (FC)*

*Fixed Manufacturing Cost (FC)* adalah harga yang berkaitan dengan *Fixed Capital Investment (FCI)* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

#### 4.8.3.3 General Expense

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

#### 4.8.4. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, dan untuk mengetahui pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa kelayakan.

##### 4.8.4.1 Percent Return on Investment (ROI)

*Return on Investment (ROI)* adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\% \dots\dots\dots(4)$$

##### 4.8.4.2 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Investment})} \times 100\% \dots(5)$$

#### 4.8.4.3. Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales* sama dengan *total cost*.

$$BEP = \frac{(Fa + 0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\% \quad \dots\dots\dots(6)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variable Expense*

Sa = *Annual Sales Valu*

#### 4.8.4.4 Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* (SDP) adalah kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam satu tahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{(SA - Va - 0.7Ra)} \times 100\% \quad \dots\dots\dots(7)$$

#### 4.8.4.5 Discount Cash Flow Rate (DFCR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discount Cash Flow* yaitu menghitung nilai uang yang berubah tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*Present Value*).

*Rate of Return* dihitung dengan persamaan :

$$\frac{(FC + WC)(1+i)^n}{CF} = \left[ (1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1 \right] + \left[ \frac{(WC + SV)}{CF} \right] \dots (8)$$

Dimana :

FC = *Fixed Cost*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

Ci = *Annual Cash Flow*

i = *Discount Cash Flow*

n = *Umur pabrik*

#### 4.8.5. Hasil Perhitungan Ekonomi

##### 4.8.5.1. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

##### *Modal Tetap (Fixed Capital Investment)*

**Tabel 4.25.** *Fixed Capital Investment*

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Delivered Equipment</i>	8.064.523,33	-
2	<i>Equipment Instalation</i>	942.756,47	3.639.339.256,91
3	<i>Piping</i>	6.573.107,60	4.207.986.015,80
4	<i>Instrumentation</i>	909.086,59	341.188.055,34
5	<i>Isolation</i>	243.171,31	568.646.758,89
6	<i>Electrical</i>	748.219,42	-
7	<i>Buildings</i>	-	6.312.500.000,00
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	3.725.000.000,00
9	<i>Utilities</i>	3.629.703,95	4.386.032.299,50
	<b><i>Physical Plant Cost</i></b>	<b>21.650.568,67</b>	<b>23.180.692.386,44</b>
10	<i>Engineering and Construction</i>	4.330.113,73	4.636.138.477,29
	<b><i>Direct Plant Cost</i></b>	<b>25.980.682,40</b>	<b>27.816.830.863,73</b>
11	<i>Contractor's Fee</i>	1.818.647,77	1.947.178.160,46
12	<i>Contingency</i>	3.897.102,36	4.172.524.629,56
	<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>31.696.432,53</b>	<b>319.204.426.443,4</b>

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9000,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$31.696.432,53 \times \text{Rp. } 9000 / \$ 1) + \text{Rp. } 319.204.426.443,40$$

$$= \text{Rp. } 319.204.426.443,40$$

### Modal Kerja (*Working Capital*)

**Tabel 4.26.** *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	10.880.331,81	-
2	<i>In Process Inventory</i>	98.895,8237	8.244.517,31
3	<i>Product Inventory</i>	13.186.109,82	1.236.677.596,08
4	<i>Extended Credit</i>	16.353.333,33	-
5	<i>Available Cash</i>	13.186.109,82	1.236.677.596,08
	<b>Total Working Capital</b>	<b>53.704.780,81</b>	<b>2.497.953.042,79</b>

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= (\$53.704.780,81 \times \text{Rp. } 9000 / \$ 1) + \text{Rp. } 2.497.953.042,79$$

$$= \text{Rp. } 485.840.978.550,08$$

#### 4.8.5.2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

##### A. *Manufacturing Cost*

**Tabel 4.27.** *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Materials</i>	130.563.981,67	-
2	<i>Labor Cost</i>	-	3.997.200.000,00
3	<i>Supervisor</i>	-	399.720.000,00
4	<i>Maintenance</i>	-	239.832.000,00
5	<i>Plant Supplies</i>	-	35.974.800,00
6	<i>Royalties and Patents</i>	3.924.800,00	-
7	<i>Utilities</i>	-	2.198.146.977,92



	<b>Direct Manufacturing Cost</b>	<b>134.488.781,67</b>	<b>6.870.873.777,92</b>
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	679.524.000,00
2	<i>Laboratory</i>	-	479.664.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	-	2.398.320.000,00
4	<i>Packaging ang Shipping</i>	19.624.000,00	-
	<b>Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>19.624.000,00</b>	<b>3.557.508.000,00</b>
1	<i>Depreciation</i>	3.169.643,253	3.393.653.365,38
2	<i>Property Taxes</i>	633.928,6506	678.730.673,08
3	<i>Insurance</i>	316.964,3253	339.365.336,54
	<b>Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>4.120.536,229</b>	<b>4.441.749.374,99</b>
	<b>Total Manufacturing Cost</b>	<b>158.233.317,90</b>	<b>14.840.131.152,91</b>

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= (\$158.233.317,90 \text{Rp. } 9000 / \$ 1) + \text{Rp. } 14.840.131.152,91$$

$$= \text{Rp } 1.438.939.992,216,93$$

#### B. General Expense

**Tabel 4.28.** *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Administration</i>	6.329.332,716	593.605.246,12
2	<i>Sales</i>	11.076.332,25	1.038.809.180,70
3	<i>Research</i>	6.329.332,716	593.605.246,12
4	<i>Finance</i>	2.562.036,39	1.093.034.600,90
	<b>General expense</b>	<b>26.297.034,08</b>	<b>3.319.054.273,83</b>

Sehingga *Total General Expense* :

$$= (\$26.297.034,08 \times \text{Rp. } 9000 / \$ 1) + \text{Rp. } 3.319.054.273,83$$

$$= \text{Rp. } 239.992.360.982,34$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 1.678.932.353.199,27 \end{aligned}$$

#### 4.8.5.3. Keuntungan (*Profit*)

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 1.766.160.000.000,00$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 1.175.075.835.001,37$$

Pajak keuntungan sebesar 40%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 87.227.646.800,73$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 52.336.588.080,44$$

#### 4.8.5.4. Analisa Kelayakan

##### *Persent Return of Investment (ROI)*

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum Pajak} = 27,3266 \%$$

$$\text{ROI setelah Pajak} = 16,3959 \%$$

##### *Pay Out Time (POT)*

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$\text{POT sebelum Pajak} = 2,6791 \text{ tahun}$$

POT setelah Pajak = 3,7885 tahun

### **Break Even Point (BEP)**

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 41.496.575.437,64

Variabel Cost (Va) = Rp. 1.389.213.181.979,29

Regulated Cost (Ra) = Rp. 248.222.595.782,34

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 1.766.160.000.000,00

$$\text{BEP} = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

BEP = 57,07 %

### **Shut Down Point (SDP)**

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

SDP = 36,65 %

### **Discounted Cash Flow (DCF)**

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 319.204.426.443,40

Working Capital (WC) = Rp. 485.840.978.550,08

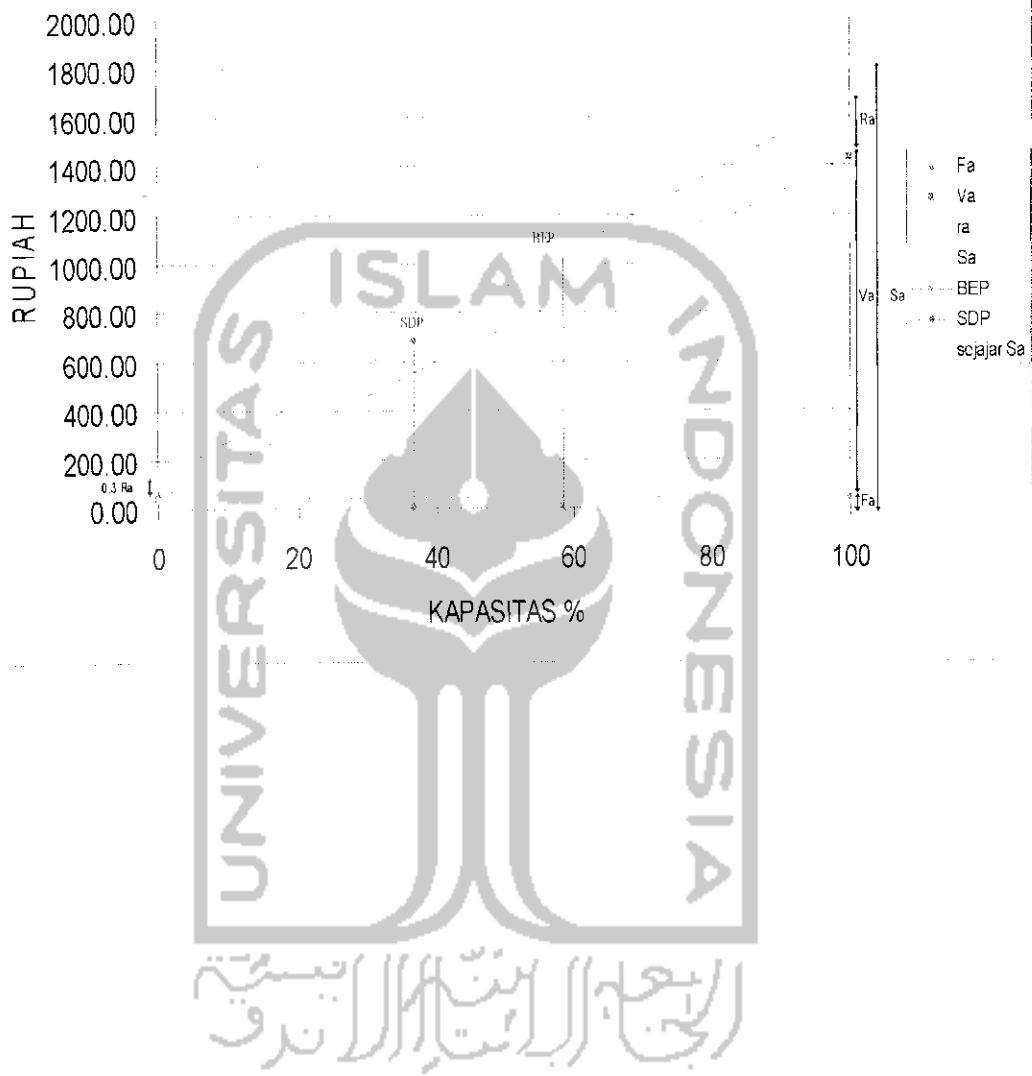
Cash Flow (CF) = Rp. 325.420.905.234,4830

Salvage Value (SV) = Rp. 33.927.527.977,29

DCFR = 42,24 %

Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 10 %

GRAFIK BEP



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 KESIMPULAN

Pabrik *Biodiesel* ini dibuat dari destilat asam lemak minyak sawit dan metanol melalui proses *esterifikasi*. Pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena selain bahan baku maupun produknya tidak beracun juga dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi yang tidak terlampau tinggi.

Berdasarkan pada hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik ini beroperasi pada tekanan dan suhu yang tidak terlampau tinggi sehingga pabrik ini dapat digolongkan beresiko rendah.
2. Percent Return on Investment sebelum pajak 27,33 % dan setelah pajak 16,39 % dinilai cukup baik, maka pabrik ini dapat digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah.
3. Pay Out Time sebelum pajak 2,68 tahun dan setelah pajak 3,78 tahun dinilai cukup baik.
4. Discounted Cash Flow sebesar 42,24 %. Suku bunga perbankan sebesar 8 - 10% sehingga investor lebih memilih untuk menanamkan modal dari pada menyimpannya di Bank.
5. Break Even Point sebesar 57,07%, memenuhi syarat peminjaman modal pada Bank untuk pendirian pabrik karena syarat BEP adalah 40% - 60%.

6. Shut Down Point sebesar 36,65 %.

Berdasarkan Evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik Biodiesel dari Distilat asam lemak minyak sawit dan Metanol dengan kapasitas 80.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.



---

---

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, *"A Biodiesel Primer: Market and Public Policy Developments, Quality, Standards & Handling"* Methanol Institute and International Fuel Quality Centre: 2006.
- K. Shaine Tyson, *"Brown Grease Feedstocks for Biodiesel"* National Renewable Energy laboratory: 2002.
- Adam Karl, *"Kinetics & Catalyst Development"* university of Queensland Australia, Brisbane: 2002.
- Hamiltor., C., *"Biofuel made easy"*, Australian engineers institute, Melbourne, 2004.
- Soerawidjaja, and Reksowardoyo, *"Raw material aspects of biodiesel production in indonesia"*, BPPT., Jakarta.
- Soerawidjaja, Tatang, *"Menjadikan Biodiesel Sebagai Bagian Dari Liquid Fuel Mix di Indonesia"*, Institut Teknologi Bandung., Bandung, 2001.
- Soerawidjaja, Iman, K., *"Prospek dan Tantangan Penegakan Industri Biodiesel di Indonesia"*, Institut Teknologi Bandung., Bandung, 2005.
- Rama, P, Roy, H *"Menghasilkan Biodiesel Murah"*, Agromedia Pustaka, Jakarta, 2007.
- Erliza, H, Roy, H, *"Teknologi Bioenergi"*, Agromedia Pustaka, Jakarta, 2007.
- Brown, R.C., *"Biorenewable resources: Engineering New Products from Agriculture "*, Iowa State Press., United States, 2003
- Kristoferson, L.A.,and Bokalders, V., *"Renewable Energ Technologies-Their application in Developing Countries"*, ITDG Publishing, 1991.
- 
-

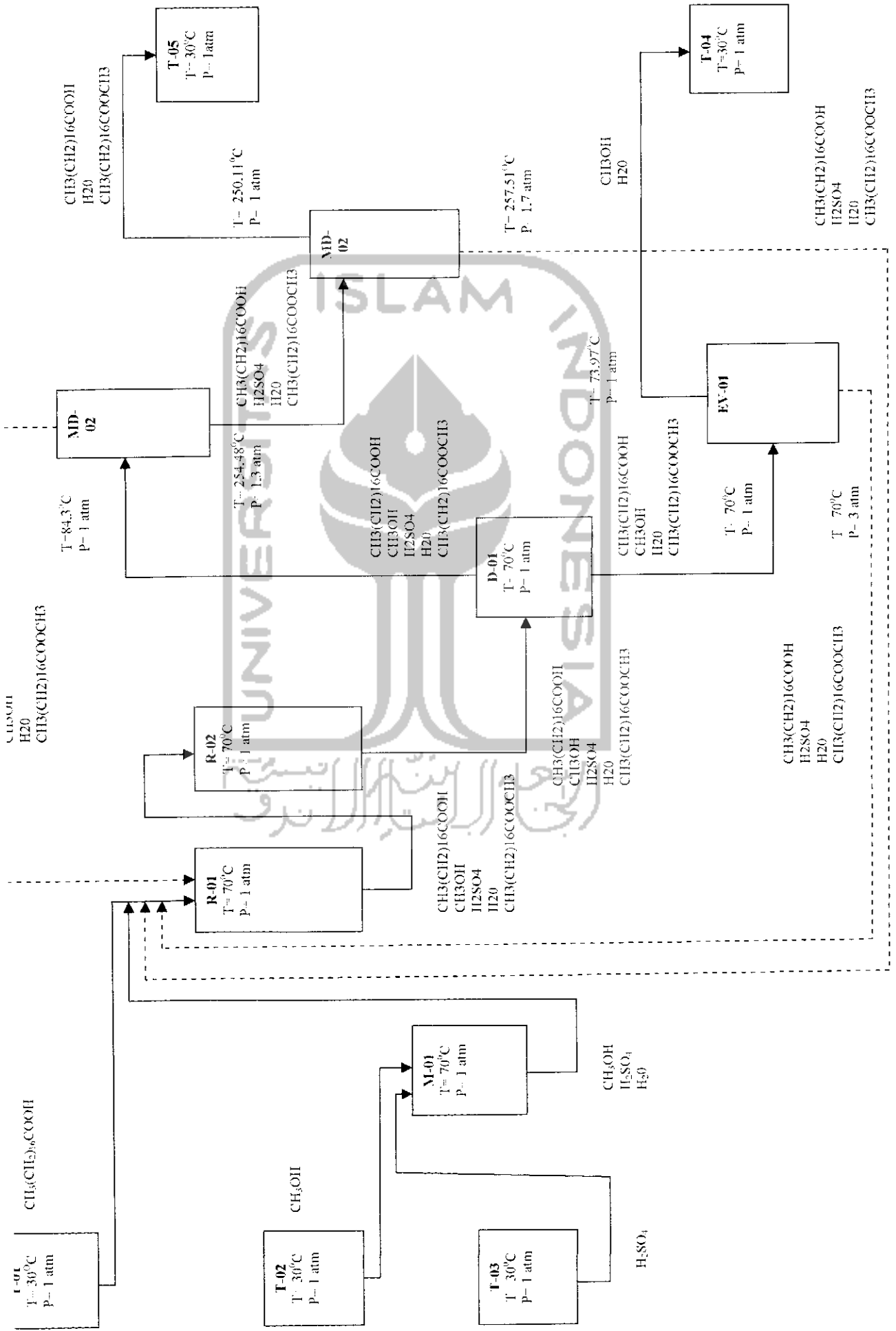
- Ketaren, S., *"Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan"*, UI Press, Jakarta, 1986.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., *"Chemical Engineering Cost Estimation"*, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1955.
- Biro Pusat Statistik, *"Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia"*, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2000-2005.
- Brown, G.G., *"Unit Operation"*, Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., *"Process Equipment Design"*, 2<sup>nd</sup> Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., *"Chemical Engineering Design"*, 6<sup>nd</sup> Ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Darnoko, D., and Cheryan.,M. *"Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor"*; JAOCS Vol 77 no 12, pp 1263-1267, 2000.
- Faith, Keyes & Clark., *"Industrial Chemical"*, 4<sup>th</sup> ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fogler, Scott H., *"Elements of Chemical Reaction Engineering"*, 3<sup>rd</sup> ed, Prentice Hall International Inc., USA, 1999.
- Geankoplis, J.Christie., *"Transport Process and Unit Operation"*, Prentice Hall International, 1978.
- Kern, D.Q., *"Process Heat Transfer"*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1983.



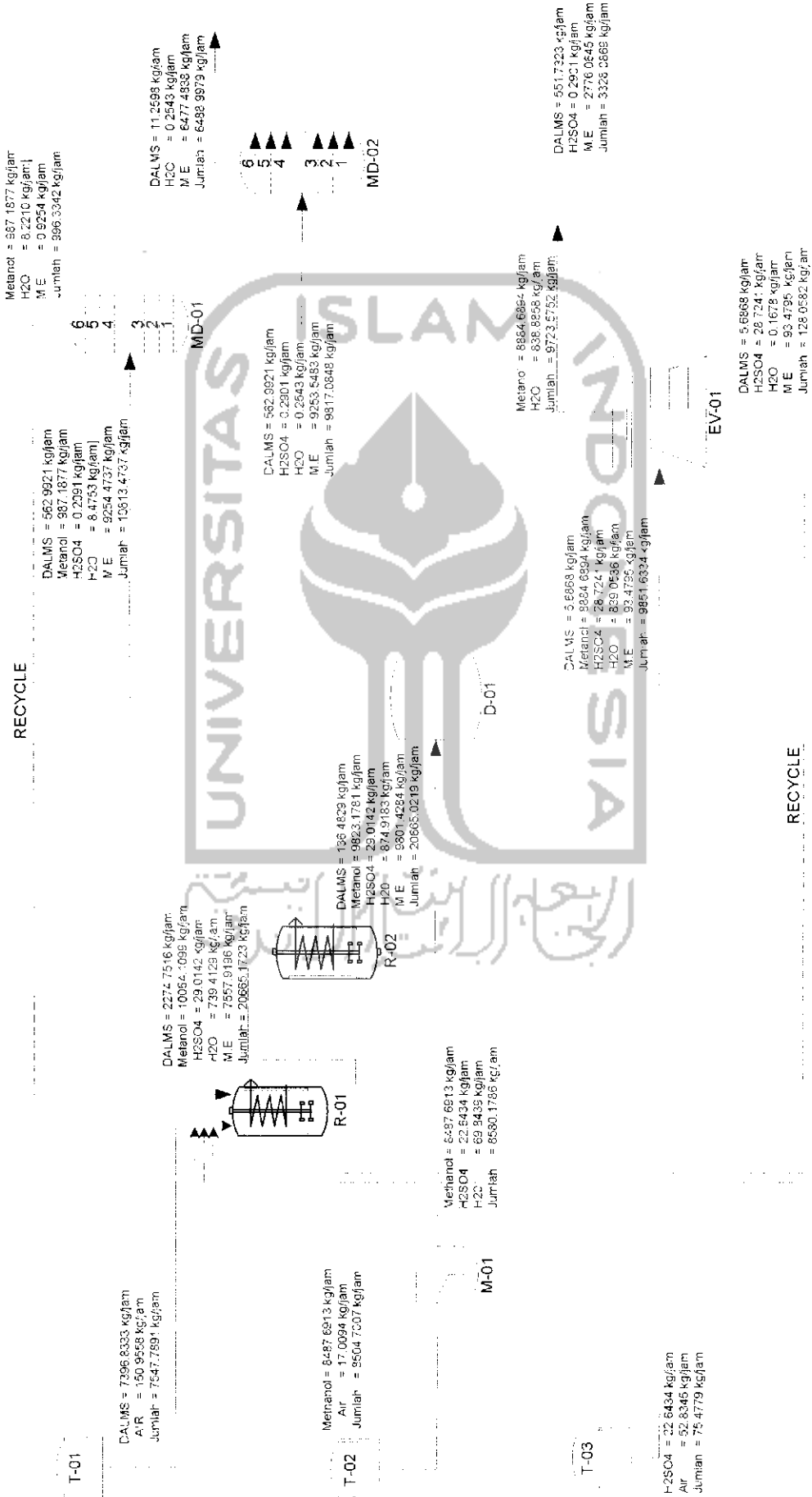
- Ketta, Mc. J. John, "*Chemical Processing Handbook*", Marcel Dekker Inc, New York, 1993.
- Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", John Willey and Sons. Inc., New York.
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., "*Chemical Engineering Hand Book*", 6<sup>th</sup> Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*", 3<sup>rd</sup> ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.
- Powell, S., "*Water Condition for Industry*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York. 1954.
- Rase, H.F., "*Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques*", Willey and Sons, Inc, New York, 1977.
- Rase, H.F., and Barrow M.H., "*Project Engineering of Process Plants*", Willey and Sons, Inc, New York, 1957.
- Sinnott, R.K., "*An Introduction to Chemical Engineering Design vol. VI*", Pergamon Press., New York, 1989.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo, 1975.
- Sularso., "*Pompa dan Kompresor*", cetakan VI, P.T. Pradnya Paramita, Jakarta, 1996.
- Treyball, E., "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.

- Ullrich, G.D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Van Gerpen, J, Shanks, B, and Pruszko, R., "*Biodiesel Production Technology*". National Renewable Energy Laboratory., Colorado, 2004.
- Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment*", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.

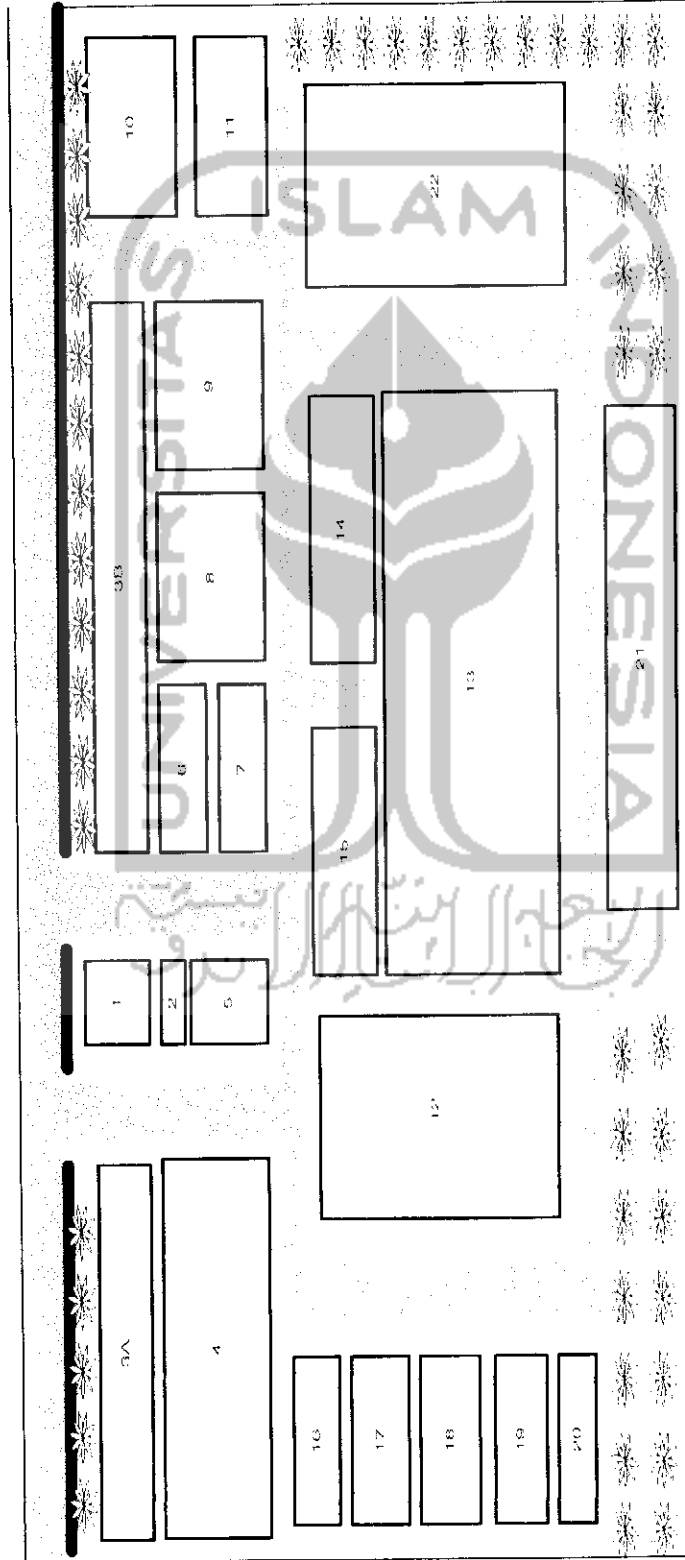




Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Kuantitatif

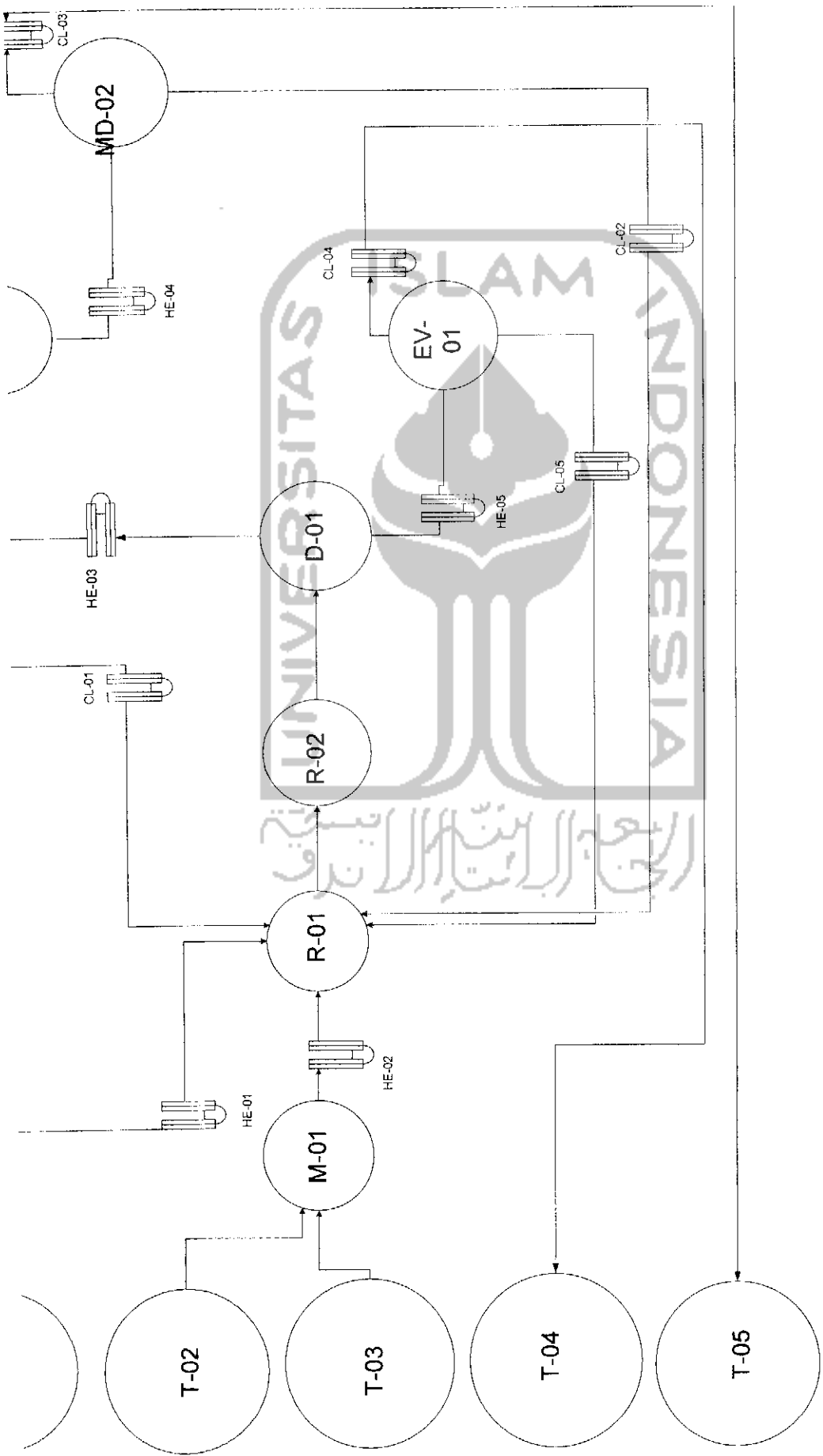


Skala 1 : 1000

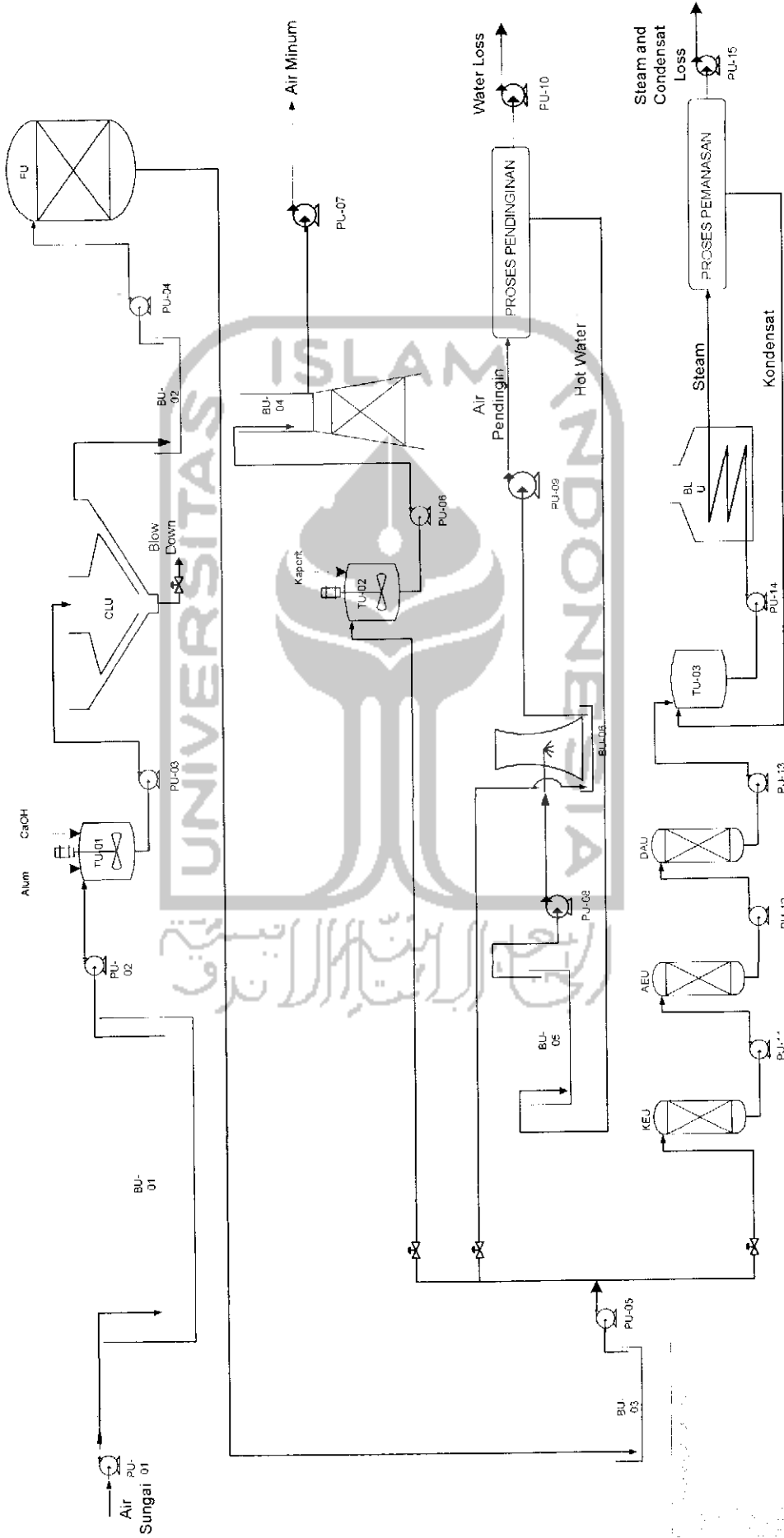


- Keterangan :
- |                               |              |
|-------------------------------|--------------|
| 1. Pos keamanan               | Jalan pabrik |
| 2. Ruang Tunggu               | Pohon        |
| 3A. Area parkir tamu          |              |
| 3B. Area parkir truk          |              |
| 4. Kantor utama               |              |
| 5. Ruang timbang truk         |              |
| 6. Koperasi Karyawan          |              |
| 7. Klinik                     |              |
| 8. Kantor teknik dan produksi |              |
| 12. Tangki bahan baku         |              |
| 13. Area proses               |              |
| 14. Ruang kontrol             |              |
| 15. Laboratorium              |              |
| 16. Gudang alat               |              |
| 17. Bengkel                   |              |
| 18. Pemadam Kebakaran         |              |
| 19. Gudang bahan kimia        |              |

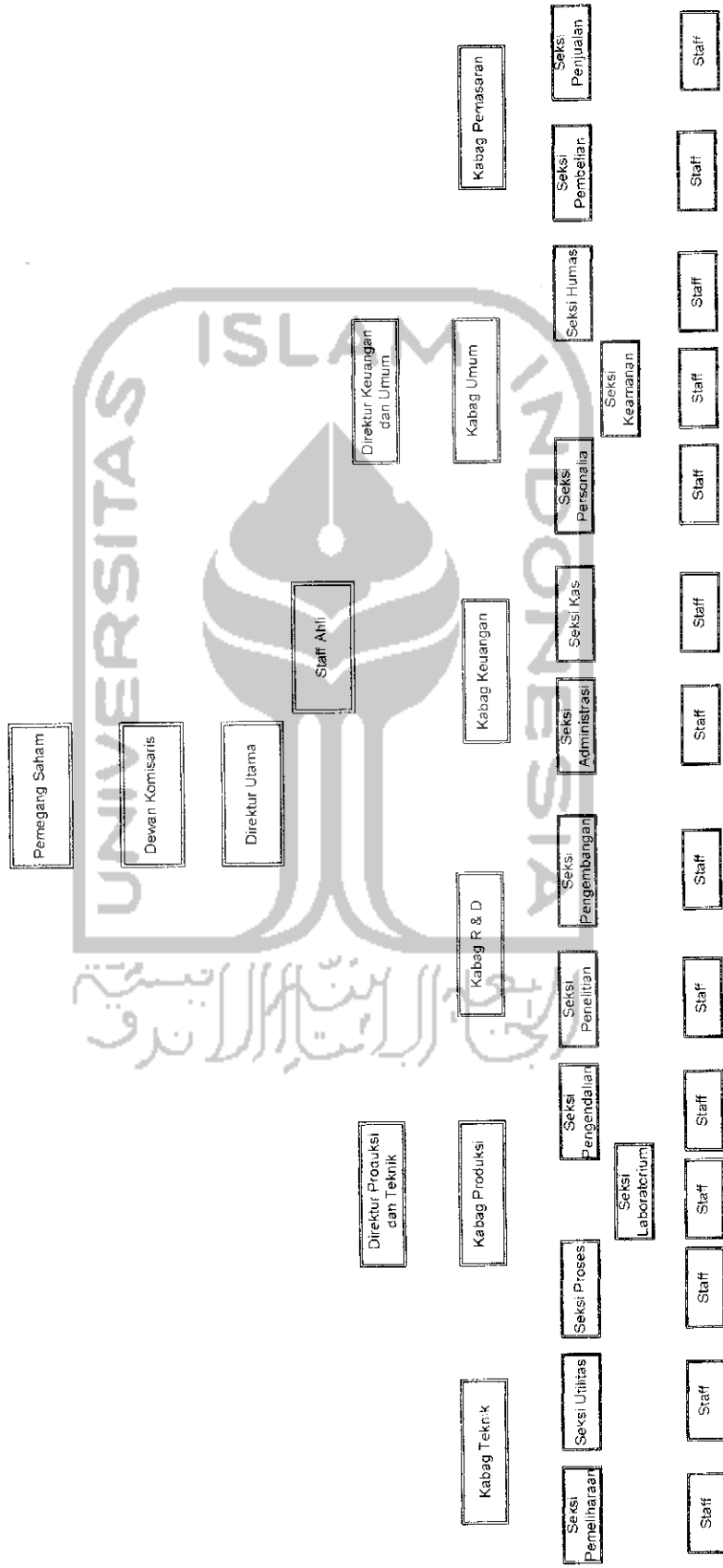
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Biodiesel dari DALMS dan Metanol kapasitas 80.000 ton/tahun



Gambar 4.2 Layout Alat Proses



GAMBAR 4.3 PENGOLAHAN AIR DAN STEAM



Gambar 4.4 Struktur Organisasi



# REAKTOR

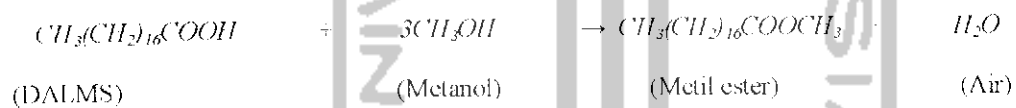
**FUNGSI** = Tempat berlangsungnya reaksi antara Destilat Asam Lemak Minyak Sawit (DALMS), metanol, dan katalis  $H_2SO_4$  untuk menghasilkan metil ester (biodiesel) dan air.

**JENIS** = Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil pendingin.

**KONDISI OPERASI** = Eksotermis  
- Tekanan = 3 atm  
- Suhu = 70 °C

## LAMPIRAN A-1 MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi:



karena DALMS adalah reaksi pembatas, maka DALMS sebagai senyawa A dan Metanol sebagai senyawa B.

Diketahui :

Bahan	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Densitas (gr/ml)	Fv (l/jam)
DALMS	7954.2524	27.973	0.95	8372.8973
MeOH	9476.6559	295.776	0.78	12149.5589
$H_2SO_4$	51.3675	0.524	1.825	28.1466

H <sub>2</sub> O	312.9337	17.366	1	312.9337
Metil Ester	2870.4695	9.621	0.86	3337.7552
Total	20665.6790	351.260	5.415	24201.292

Menghitung konsentrasi umpan :

$$C_{AO} = \frac{MolA}{F_{vtotal}} = \frac{27,97}{24,2013} = 1,1557 \text{ kmol/jam}^3$$

$$C_{BO} = \frac{MolB}{F_{vtotal}} = \frac{295,78}{24,2013} = 12,2217 \text{ kmol/jam}^3$$

### **LAMPIRAN A-2 OPTIMASI REAKTOR**

a. Menghitung jumlah reactor

Asumsi:

- Reaksi orde  $(-R_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi kedua reactor sama dengan konsentrasi didalam reactor.
- Kecepatan volumetric masuk reactor sama dengan keluar reactor.

Kecepatan alir volumetrik ( $F_v$ ) masuk reactor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reactor.

- $(V/F_v)$  untuk masing-masing reactor dianggap sama (bila jumlah reactor lebih dari 1).
- Kondisi eksothermal steady state.
- Densitas cairan dianggap tetap.

Penentuan jumlah reactor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reactor yang paling minimum. Perhitungan harga reactor menggunakan persamaan "Six tenth factor"

❖ **Menghitung volume reactor**

Neraca Massa Reaktor pada Steady State :

$$\begin{aligned}
 R_{in} & - R_{out} & - R_{reaksi} & = R_{acc} \\
 F_v C_{Ao} & - F_v C_A & - (-r_A) V & = 0 \\
 F_v C_{Ao} & - F_v C_{Ao}(1-x) & - k C_{Ao}(1-x) V & = 0 \\
 F_v x & - k(1-x) V & & = 0 \\
 & & & V = (F_v x)/(k(1-x))
 \end{aligned}$$

dengan :  
 $V$  = volum reaktor, L  
 $x$  = konversi terhadap A  
 $k$  = konstanta kecepatan reaksi  
 $F_v$  = debit cairan, L/jam

Menghitung Debit Campuran Umpan Masuk Reaktor :

Komponen	kg/jam	Densitas (ρ) kg/L	Fv	xi	vol 1000kg	BM kg/kgmol	kgmol/jam
DALMS	7954,2524	0,95	8372,8973	0,385	405,1596	284,35	27,973
MeOH	9476,6559	0,78	12149,5589	0,459	587,9100	32,04	295,776
H2SO4	51,3675	1,825	28,1466	0,002	1,3620	98,0	0,524
H2O	312,9337	1	312,9337	0,015	15,1427	18,02	17,366
ME	2870,4695	0,86	3337,7552	0,139	161,5120	298,35	9,621
total	20665,6790	5,415	24201,292	1	1171,0862	730,76	351,260

Data densitas, tabel 3-28, hal 3-28, tabel 3-2, hal 3-25 s/d 3-44, Perry, 1984.

Komponen	Fv kg/jam	xi, fraksi berat	miu cp	xi.lnmiu
DALMS	7954,2524	0,385	17	1,091
MeOH	9476,6559	0,459	0,25	-0,636
H2SO4	51,3675	0,002	8,4	0,005
H2O	312,9337	0,015	0,42	-0,013
ME	2870,4695	0,139	3	0,153
total	20665,6790	1	29,07	0,600

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{camp.}} & = 1000/\text{Vol total untuk 1000 kg} \\
 & = 0,854 \text{ kg/L} = 853,9081 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{camp}} &= \exp \left( \sum x_i \ln \mu_i \right) \\ &= 1,821 \text{ cp} = 0,002 \text{ kg/m/det} \end{aligned}$$

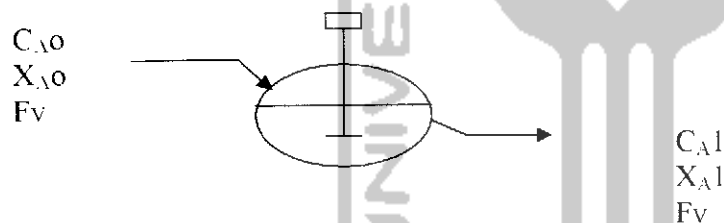
$$\begin{aligned} V &= F_v \cdot x / (k \cdot (1-x)) \\ &= 539066,076 \text{ L} = 539,066 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### ❖ Optimasi Reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{CSTR}} &= F_v \cdot X / (-r_A)_{\text{exit}} \\ &= F_v \cdot X / k C_{A0} (1-X_{A1}) \\ &= v_0 \cdot X / k (1-X_{A1}) \end{aligned}$$

Untuk satu Reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{CSTR}} &= (v_0 \cdot X) / k \cdot (1-X) \\ &= 539066,076 \text{ L} = 539,066 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Maka persamaan untuk mencari volume untuk 1 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \cdot x_{A1}}{k \cdot (1 - x_{A1})}$$

Dimana :

$$x_{A0} = 0 \text{ (konversi umpan masuk)}$$

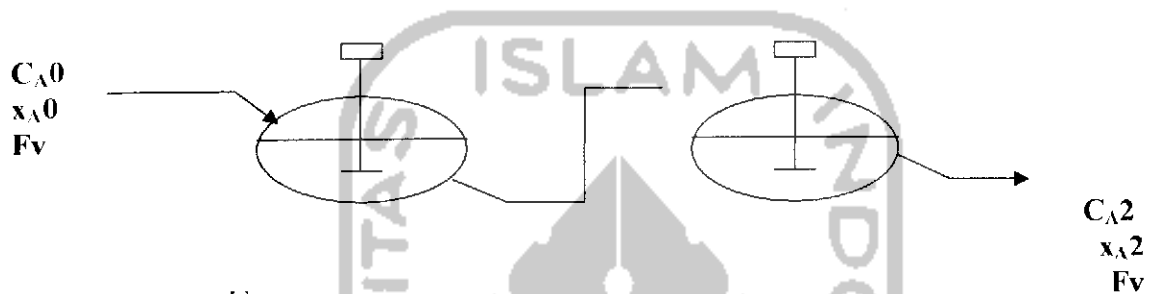
$$x_A = x_{A1} - x_{A0}$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} F_v &= 24201,292 \text{ L/jam} \\ k &= 0,703 \text{ / Jam} \\ x_{A1} &= 0,940 \\ x_{A0} &= - \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= 539.066,076 \text{ liter} & 1 \text{ Liter} &= 0,26417 \text{ galon} \\
 &= \mathbf{142.405,085} \text{ galon} \\
 \theta &= \mathbf{22,274} \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Maka persamaan untuk mencari volume untuk 2 RATB :



$$V_1 = \frac{F_v \cdot x_{A1}}{k \cdot (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \cdot (x_{A2} - x_{A1})}{k \cdot (1 - x_{A2})}$$

$$\begin{aligned}
 x_2 &= 94\% \\
 v_0 &= 24201,292 \text{ L/jam} \\
 k &= 0,703352679 \text{ jam}^{-1}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_v &= 24201,292 \\
 k &= 0,703 \\
 x_{A0} &= 0 \\
 x_{A1} &= 0,76 \\
 x_{A2} &= 0,94
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Reaktor 1}} = 106063,529 \text{ liter} \quad 1 \text{ Liter} = 0,26417 \text{ galon}$$

$$= 28018,803 \text{ galon}$$

$$V_2 - V_1 = 0,000 \text{ liter}$$

$$V_{\text{Reaktor 2}} = 106063,530 \text{ liter}$$

$$= 28018,803 \text{ galon}$$

$$V \text{ rata - rata} = 106063,530 \text{ liter} = 28.018,80 \text{ galon}$$

$$\theta = 4,383 \text{ jam}$$

Maka persamaan untuk mencari volume untuk 3 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \cdot x_{A1}}{k \cdot (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \cdot (x_{A2} - x_{A1})}{k \cdot (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \cdot (x_{A3} - x_{A2})}{k \cdot (1 - x_{A3})}$$

Diketahui:

$$F_v = 24201,292$$

$$k = 0,703$$

$$x_{A0} = -$$

$$x_{A1} = 60\%$$

$$x_{A2} = 84\%$$

$$x_{A3} = 94\%$$

$$V \text{ Reaktor 1} = 51.612,7098 \text{ liter} \quad 1 \text{ Liter} = 0,26417 \text{ galon}$$

$$= 13.634,5295 \text{ galon} \\ V_1 - V_2 = (0,0000) \text{ liter}$$

$$V \text{ Reaktor 2} = 51.612,7098 \text{ liter}$$

$$= 13.634,5295 \text{ galon} \\ V_2 - V_3 = (0,0000) \text{ liter}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Reaktor 3} &= 51.612,7098 \text{ liter} \\
 &= 13.634,5295 \text{ galon} \\
 V_3 - V_1 &= (0,0000) \text{ liter}
 \end{aligned}$$

$$V \text{ rata - rata} = 51612,70976 \text{ liter} = 13634,52954 \text{ galon}$$

$$\theta = 2,1326 \text{ jam}$$

Maka persamaan untuk mencari volume untuk 4 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \cdot x_{A1}}{k \cdot (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \cdot (x_{A2} - x_{A1})}{k \cdot (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \cdot (x_{A3} - x_{A2})}{k \cdot (1 - x_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_v \cdot (x_{A4} - x_{A3})}{k \cdot (1 - x_{A4})}$$

Diketahui:

$$F_v = 24.201,2916 \text{ L / jam}$$

$$k = 0,7034 \text{ jam}^{-1}$$

$$x_{A0} = -$$

$$x_{A1} = 0,5051$$

$$x_{A2} = 0,7551$$

$$x_{A3} = 0,8788$$

$$x_{A4} = 0,9400$$

$$V \text{ Reaktor 1} = 35.114,3801 \text{ liter} \quad 1 \text{ Liter} = 0,26417 \text{ galon}$$

$$= 9.276,1658 \text{ galon}$$

$$V_1 - V_2 = 0,0000 \text{ liter}$$

$$V \text{ Reaktor 2} = 35.114,3801 \text{ liter}$$

$$= 9.276,1658 \text{ galon}$$

$$V_2 - V_3 = 0,0000 \text{ liter}$$

$$V \text{ Reaktor 3} = 35.114,3801 \text{ liter}$$

$$= 9.276,1658 \text{ galon}$$

$$V_3 - V_4 = 0,0000 \text{ liter}$$

$$V \text{ Reaktor 4} = 35.114,3801 \text{ liter}$$

$$= 9.276,1658 \text{ galon}$$

$$V_4 - V_1 = (0,0000) \text{ liter}$$

$$V \text{ rata - rata} = 35114,3801 \text{ liter} = 9.276,1658 \text{ galon}$$

$$\theta = 1,4509 \text{ jam}$$

Maka persamaan untuk mencari volume untuk 5 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \cdot x_{A1}}{k \cdot (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv \cdot (x_{A2} - x_{A1})}{k \cdot (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{Fv \cdot (x_{A3} - x_{A2})}{k \cdot (1 - x_{A3})}$$



$$V_4 = \frac{Fv \cdot (x_{A4} - x_{A3})}{k \cdot (1 - x_{A4})}$$

$$V_5 = \frac{Fv \cdot (x_{A5} - x_{A4})}{k \cdot (1 - x_{A5})}$$

Diketahui:	Fv	=	24.201,2916	L / jam		
	k	=	0,7034	Jam-l		
	x <sub>A0</sub>	=	-			
	x <sub>A1</sub>	=	0,4303			
	x <sub>A2</sub>	=	0,6755			
	x <sub>A3</sub>	=	0,8151			
	x <sub>A4</sub>	=	0,8947			
	x <sub>A5</sub>	=	0,9400			
V Reaktor 1	=	25.991,2781	liter	1 Liter	=	0,26417 galon
	=	6.866,1159	galon	V1 - V2	=	(0,0000) liter
V Reaktor 2	=	25.991,2781	liter			
	=	6.866,1159	galon	V2 - V3	=	(0,0000) liter
V Reaktor 3	=	25.991,2781	liter			
	=	6.866,1159	galon	V3 - V4	=	0,0000 liter
V Reaktor 4	=	25.991,2781	liter			
	=	6.866,1159	galon	V4 - V5	=	0,0000 liter
V Reaktor 5	=	25.991,2781	liter			
	=	6866,11594	galon	V5 - V1	=	(0,0000) liter
V rata - rata	=	25.991,2781	liter		=	<b>6.866,1159</b> galon
	θ	=	<b>1,0740</b>	jam		

❖ Mencari jumlah reaktor yang optimal :

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan "Six Tenths Factor"

Persamaannya :  $E_b = E_a (C_b / C_a)^{0,6}$   
 ( Chem. Eng. Cost Estimation, R. S. Ariens )

dimana :  $E_b$  = Harga alat b  
 $E_a$  = Harga alat a  
 $C_a$  = Kapasitas alat a  
 $C_b$  = Kapasitas alat b

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Dengan kondisi operasi :

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$P = 3 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi} / 1 \text{ atm}$$

$$P = 44,1000 \text{ psi}$$

Dipilih bahan Stainless steel 50 psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 galon = 45000 (Timmerhause, 5th ed., fig.13-15, P-628 )

• Harga reaktor untuk 1 RATB :

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 40000$$

$$C_a = 1000 \text{ galon}$$

$$C_b = 142405,0852 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 783745,9147$$

• Harga reaktor untuk 2 RATB :

Diketahui data sbb

$$E_a = \$ 40000$$

$$C_a = 1000 \text{ galon}$$

$$C_b = 28018,8026 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a) 0,6$$
$$E_b = \$ 295481,1184$$

• **Harga reaktor untuk 3 RATB :**

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 40000$$

$$C_a = 1000 \text{ galon}$$

$$C_b = 13634,5295 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a) 0,6$$

$$E_b = \$191798,0050$$

• **Harga reaktor untuk 4 RATB :**

Diketahui data sbb

$$E_a = \$ 40000$$

$$C_a = 1000 \text{ galon}$$

$$C_b = 9276,1658 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a) 0,6$$

$$E_b = \$152223,2860$$

• **Harga reaktor untuk 5 RATB :**

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 40000$$

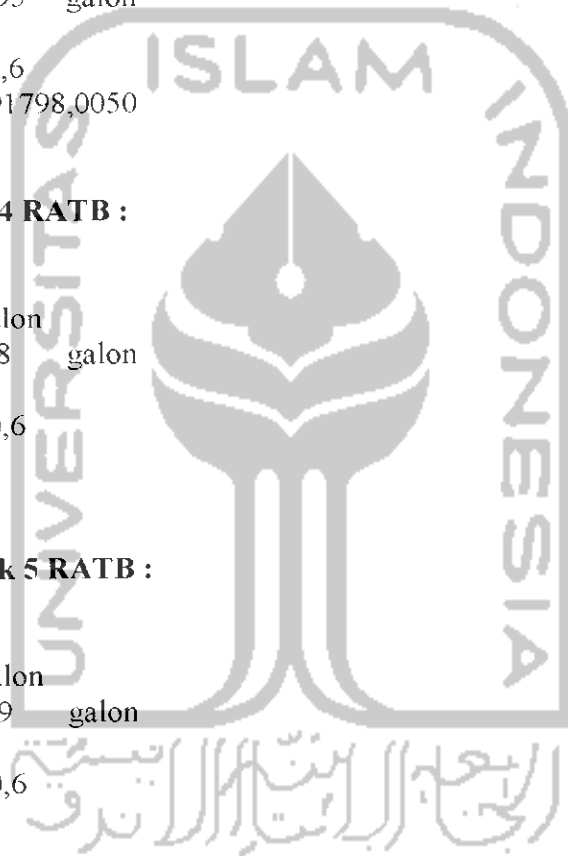
$$C_a = 1000 \text{ galon}$$

$$C_b = 6866,1159 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a) 0,6$$

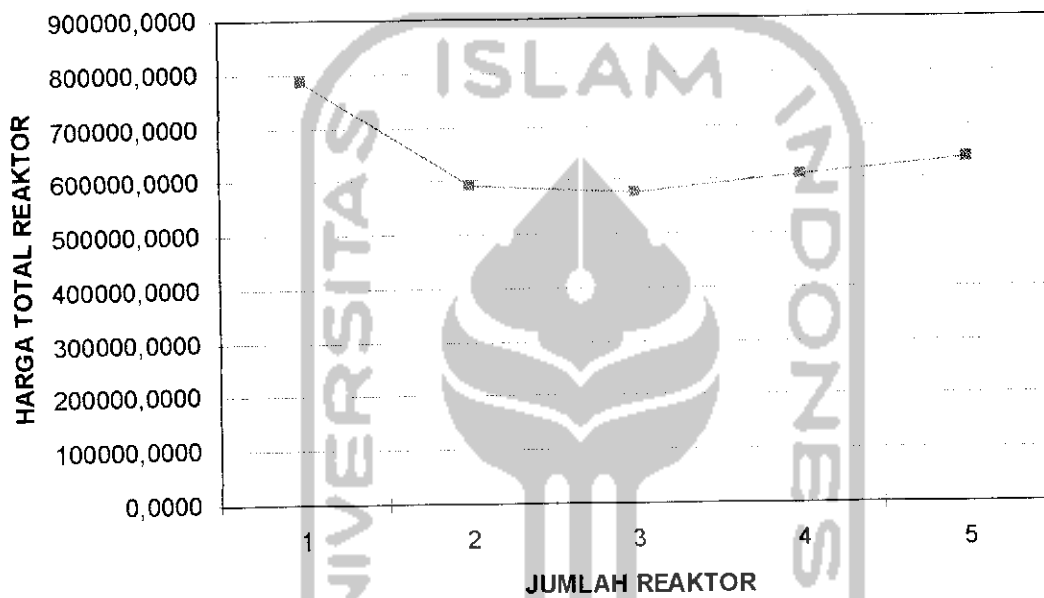
$$E_b = \$127082,7695$$



Jumlah reaktor	Konversi masing-masing reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga/unit (Dollar)	Harga total (Dollar)	$\theta$ (waktu per reaktor, jam)
1	$x_{A1} = 0.9400$	142405,0852	142405,0852	783745,9147	783745,9147	22,2743
2	$x_{A1} = 0.7600$ $x_{A2} = 0.9400$	$V_1 = V_2$ 28018,8026	56037,6052	295481,1184	590962,2368	4,3826
3	$x_{A1} = 0.6000$ $x_{A2} = 0.8400$ $x_{A3} = 0.9400$	$V_1 = V_2 = V_3$ 13634,5295	40903,5886	191798,0050	575394,0151	2,1326
4	$x_{A1} = 0.5051$ $x_{A2} = 0.7551$ $x_{A3} = 0.8788$ $x_{A4} = 0.9400$	$V_1 = V_2 = V_3 = V_4$ 9276,1658	37104,6632	152223,2860	608893,1438	1,4509
5	$x_{A1} = 0.4303$ $x_{A2} = 0.6755$ $x_{A3} = 0.8151$ $x_{A4} = 0.8947$ $x_{A5} = 0.9400$	$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5$ 6866,1159	34330,5797	127082,7695	635413,8477	1,0740

JML. REAKTOR VS HARGA TOTAL REAKTOR	
n	\$
1	783745,9147
2	<b>590962,2368</b>
3	575394,0151
4	608893,1438
5	635413,8477

## JUMLAH REKTOR VS HARGA TOTAL REAKTOR



Dari hasil optimasi reaktor, digunakan 2 buah reaktor yang disusun seri.

- Pertimbangan volume:  $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$
- pertimbangan untuk 1 reaktor :  $R_1 > R_2 < R_3 < R_4 > V_5$
- Dipasang RATB sebanyak 2 buah disusun seri
- Volume reaktor = 280818,8026 galon x 1 L/0,2642 gallon  
= 106063,5295 L

Over design 20% jadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= 1,2 \times 106063,5295 \text{ L} \\
 &= 127276,2354 \text{ L} \\
 &= 127,276 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

❖ Menentukan dimensi reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 2  
 Jenis head dipilih Torispherical Flanged & Dished Head

$$V_{\text{design}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \pi / 4 \cdot D^2 \cdot H$$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D^3 \quad (\text{untuk } D = \text{inch}, V = \text{ft}^3)$$

$$V_{\text{head}} = 0,0847 D^3 \quad (\text{untuk } D = \text{inch}, V = \text{ft})$$

$$V_{\text{design}} = (\pi / 4 \cdot D^2 \cdot 1,5 D) + 2(0,0847 \cdot D^3)$$

$$446,6468 \text{ ft}^3 = 1,1775 D^3 + 0,1694 D^3$$

$$D = 6,92 \text{ ft} = 2,07 \text{ m} = 81,50 \text{ inch}$$

Karena D : H = 1 : 2 maka :

$$V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot (2D)$$

$$D = 4,33 \text{ m}$$

$$ID = 170,36 \text{ in}$$

$$H = 8,65 \text{ m} = 340,73 \text{ in}$$

❖ Menentukan tebal dinding (shell) reaktor.

Dipilih : konstruksi tangki “Stainless Steel 316 AISI ( 18Cr, 12Ni, 2.5Mo)”

$$\frac{(p \cdot r)}{f \cdot E - 0,6 p} = + C \quad (\text{Eq. 13.1, p-254, brownell \& young})$$

Dimana :

Ts = tebal shell, in

P = tekanan, psi

r = jari-jari silinder dalam, in

F = maksimum allowable stress, psi (table 13.1, p-254 brownell & young)

E = efisiensi pengelasan (table 13.2, p-255 brownell & young)

C = faktor korosi

Dari table diperoleh data :

$$F = 18847,95$$

$$E = 0,80 \text{ (single welded butt joint)}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm} = 44,1 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm} = 44,1 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 1,2 \\ = 52,92 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$t_{\text{min}} = \frac{52,92 \text{ psia} \times 85,24 \text{ in}}{(18,847 \times 0,80) - (0,4 \times 52,92 \text{ psia})} + 0,125$$

$$t_{\text{min}} = 0,13 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 0,25 \text{ in}$$

$$ID = 170,47 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \text{ ts} = 170,47 + (2 \times 0,25) \\ = 170,97 \text{ in}$$

Dari table 5.7 brownell & young diperoleh standarisasi :

$$OD = 180 \text{ in}$$

$$I_{\text{cr}} = 11 \text{ in}$$

$$R = 170 \text{ in}$$

Koreksi :

$$ID = OD - 2 \cdot \text{ts} \\ = 180 - (2 \cdot 0,25) \\ = 179,5 \text{ in}$$

### ❖ Menentukan ukuran head

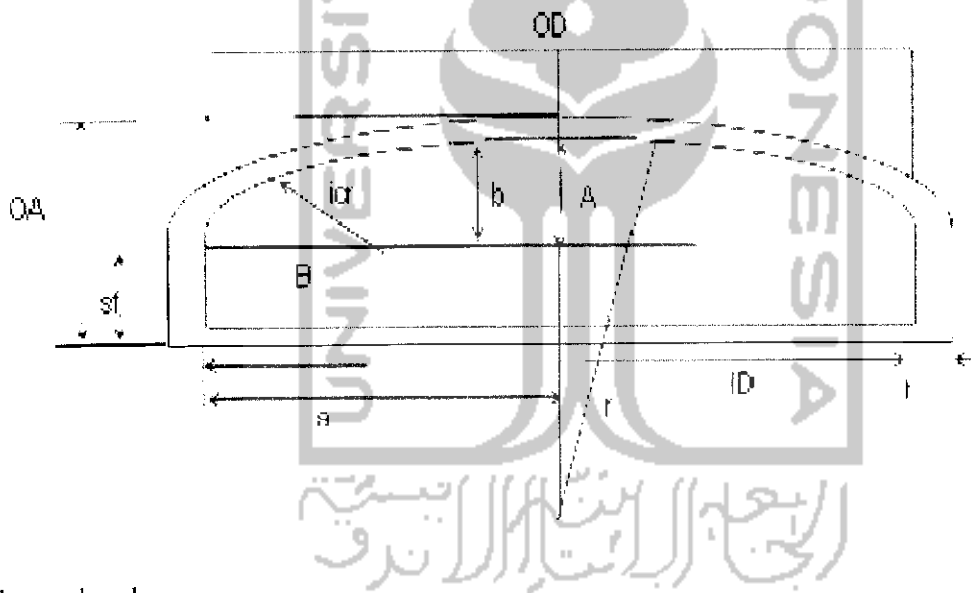
Bentuk : Torispherical Flanged & Dished Head

Bahan : Stainless Steel 283 grade C

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head  
umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil
2. Torispherical Flanged & Dished Head  
digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis
3. Elliptical Dished Head  
digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal
4. Hemispherical Head  
digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head



Ukuran head :

$$ID = ID \text{ shell} = 178,50 \text{ in}$$

$$\frac{icr}{OD} = \frac{11}{180} = 0,06 = 6 \%$$

( memenuhi untuk icr dari torispherical )

$$A = ID/2 = 89,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (89,5 - 11) \text{ in} \\ &= 78,5 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (170 - 11) \text{ in} \\ &= 159 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(159)^2 - (78,5)^2} \\ &= 138,27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b(\text{deep of dish}) &= rc - AC \\ b &= (170 - 138,27) \text{ in} \\ &= 31,73 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Sf(\text{straight of flange}) &= 2,23 \text{ in} \\ (\text{table 5.8, p.93, brownell \& young}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi head total, OA} &= SF + b + t \text{ head} \\ &= (2,23 + 31,73 + 0,75) \text{ in} \\ &= 34,71 \text{ in} \\ &= 1,2188 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head total (Vhead)} &= \text{Volume head (Vh)} + \text{Volume Flange (Vsf)} \\ \text{Volume sebuah head untuk Torispherical Flanged \& Dished Head :} \\ Vh &= 0,000049 \times ID \text{ (Eq.5-11 p.88 brownell \& young)} \end{aligned}$$

$$Vsf = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot SF}{4 \cdot 12}$$

Jadi volume head total adalah :

$$\begin{aligned} Vhead &= 0,000049 \cdot ID^3 + (\pi/4) \cdot ID^2 \cdot Sf \\ &= [0,000049 \times (179,5/12 \text{ ft})^3] + [\pi/4 \times (179,5/12)^2 \times (2,23/12)] \\ &= 12,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= (\text{volume design} - 2 \cdot \text{volume head total}) \\ &= (127,28 - 2 \cdot 1,23) \text{ m}^3 \\ &= 124,82 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} = Hs &= \frac{4 \cdot Vs}{\pi \cdot ID^2} \\ &= 6,49 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reactor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 7,73 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (shell)

$$\begin{aligned} H_{\text{shell}} &= \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t} \\ &= \frac{104,83 \text{ m}^3}{16,14 \text{ m}^2} \\ &= 6,49 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas penampang =  $\pi/4 \times D_i^2$

$$\begin{aligned} &= \pi/4 \times (4,53 \text{ m})^2 \\ &= 16,14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### ❖ Merancang pengaduk dalam reaktor

Tugas pengaduk = untuk mencampur

Dipilih = pengaduk tipe balde turbin impeller, 6 buah blade dengan 4 buah baffle  
(fig. 8.4,p-341, HF.Rase)

- Pengaduk = flate blade turbine
- Jumlah sudu (blade) = 6
- Jumlah baffle = 4 (terpisah  $90^\circ$  satu sama lainnya)
- $W_i/D_i = 1,5$
- $Z_i/D_i = 3/4$
- $D_i/ID = 1/3$
- Lebar baffle =  $1/10 iD$
- Lebar pengaduk =  $1/4 D_i$

(table 8.2 and fig 8.15 Rase, 1997)

Jadi dengan  $iD = 178,50 \text{ in}$  diperoleh

$$D_i = ID/3 = 59,50 \text{ in}$$

$$W_i = D_i/5 = 11,90 \text{ in}$$

$$Z_i = 3D_i/4 = 44,63 \text{ in}$$

$$W_b = ID/10 = 17,85 \text{ in}$$

$$L = D_i/4 = 14,88 \text{ in}$$

Ringkasan ukuran reaktor :

- Diameter dalam reaktor ( $D_t$ )= 1,8288 m
- Tinggi reactor ( $Z_R$ )= 8,65 in
- Jarak pengaduk dari dasar ( $Z_i$ )= 1,13 m
- Diameter pengaduk ( $D_i$ )= 1,51 m
- Tinggi pengaduk ( $H$ )= 7,52 m
- Lebar pengaduk ( $L$ ) = 0,38 m
- Lebar baffle ( $W$ )= 0,45 m
- Tinggi cairan dalam silinder ( $Z_L$ )= 7,37 m

❖ **Menghitung kecepatan pengaduk dalam reaktor**

$$\frac{WELH}{2 Di} = \left( \frac{H \cdot Di \cdot N}{600} \right)^2$$

(Eq. 8.8, p-345, HF Rase)

Dimana:

WELH = water equipment liquid height

Di = diameter pengaduk (Ft)

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H = tinggi pengaduk (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= ZL \times (\rho \text{ cairan} / \rho \text{ air}) \\ &= 14,18 \text{ ft} \times (0,8539/1) \\ &= 12,10 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 Di}}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot 4,96} \sqrt{\frac{12,10}{2 \times 4,96}}$$

$$= 56 \text{ rpm}$$

$$= 0,93 \text{ rps}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 56 rpm = 0,93 rps

(p-288, Wallas)

$$M \text{ campuran} = 0,0182 \text{ cp} = 0,12 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

$$1Cp = 6,7179 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

❖ **Menghitung bilangan reynold**

$$Nre = \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{M}$$

$$= \frac{0,93 \text{ rps} \times (151,13)^2 \times 0,8539 \text{ gr/cm}^3}{0,0182 \text{ Cp}}$$

$$= 999469,07$$

Karena nilai Nre > 2100 maka alirannya turbulen

Dengan mempergunakan kurva 3 fig 8.8 rase 1977 diperoleh Np = 5

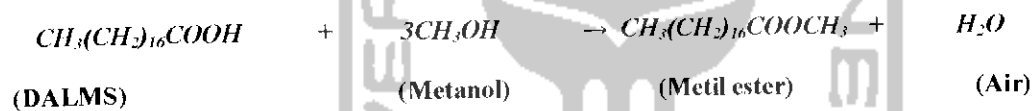
❖ **Menghitung jumlah pengaduk**

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\ &= \frac{247,83}{178,50} \\ &= 1,39 \approx 2 \text{ pengaduk} \end{aligned} \quad (\text{Eq. 8.9,p-345, Hf.Rase})$$

**LAMPIRAN A-3 MENGHITUNG PANAS REAKTOR**

❖ **REAKTOR 1**

**Persamaan Reaksi :**



Untuk 2 reaktor yang disusun seri, neraca panasnya sebagai berikut :

Komponen	BM	P, kg/L	feed kg/j	Fv, L/jam	P*Fv
DALMS	284,35	0,95	7954,2524	8372,8973	7954,2524
CH3OH	32,04	0,78	9476,6559	12149,5589	9476,6559
H2SO4	98,00	1,825	51,3675	28,1466	51,3675
H2O	18,02	1	312,9337	312,9337	312,9337
ME	298,35	0,86	2870,4695	3337,7552	2870,4695
total	730,76	5,4150	20665,6790	24201,2916	20665,6790

▪ **Komponen yang masuk RATB 1**

Komponen	BM	P, kg/L	feed kg/j	Fv, L/jam	P*Fv
DALMS	284,35	0,95	7954,2524	8372,8973	7954,2524
CH3OH	32,04	0,78	9476,6559	12149,5589	9476,6559
H2SO4	98,00	1,825	51,3675	28,1466	51,3675
H2O	18,02	1	312,9337	312,9337	312,9337
ME	298,35	0,86	2870,4695	3337,7552	2870,4695
total	730,76	5,4150	20665,6790	24201,2916	20665,6790

- **Neraca massa disekitar RATB 1**

$$X1 = 0,76$$

Komponen	BM	masuk	keluar	masuk	keluar
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)
DALMS	284,35	33,3321	7,9997	9477,9817	2274,7156
CH3OH	32,04	339,4432	314,1108	10875,7598	10064,1099
H2SO4	98,00	0,2961	0,2961	29,0142	29,0142
H2O	18,02	15,7005	41,0329	282,9232	739,4129
ME	298,35		25,3324	0,0000	7557,9196
total	730,76	388,7719	388,7719	20665,6790	20665,1723

- **Bahan masuk reaktor**

Komponen	masuk	Tin, °C	Tr, °C	Cp	Cp
	(kmol/jam)			( kkal/mol°K )	( kkal/mol°K )
DALMS	33,3321	70	25	35,2358	0,0296
CH3OH	339,4432	70	25	84,4754	0,6297
H2SO4	0,2961	70	25	145,9792	0,3558
H2O	15,7005	70	25	75,0983	0,9954
ME		70	25	1282,7875	1,0269
total	388,7719			1623,5763	3,0374

- **Bahan keluar reaktor**

Komponen	product	Tin, °C	Tr, °C	Cp	Cp
	(kmol/jam)			( kkal/mol°K )	( kkal/mol°K )
DALMS	7,9997	70	25	35,2358	0,0296
CH3OH	314,1108	70	25	84,4754	0,6297
H2SO4	0,2961	70	25	145,9792	0,3558
H2O	41,03	70	25	75,0983	0,9954
ME	25,3324	70	25	1282,7875	1,0269
total				1623,5763	3,0374

$$\Delta Hr = \Delta Hf_{298} + \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -281065,0665 \text{ kcal/jam (reaksi eksotermis)}$$

- **Kebutuhan air pendingin**

Panas dari reaktor diserap oleh air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 55°C.

$$T_{\text{pendingin masuk}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{pendingin keluar}} = 50^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= \frac{Q}{C_{px} \Delta T} \\ &= \frac{-281065,0665 \text{ kcal/jam}}{1 \text{ kcal.kg}^\circ\text{C} \times 25^\circ\text{C}} \\ &= 13.595,0046 \text{ kg/jam} \\ &= 29.976,9851 \text{ lb/jam} \\ &= 3,7764 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

## ❖ REAKTOR 2

- Neraca massa disekitar RATB 2

$$X1 = 0,94$$

Komponen	BM (kmol/jam)	masuk (kmol/jam)	keluar (kmol/jam)	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
DALMS	284,35	7,9997	0,4800	2274,7156	136,4829
CH3OH	32,04	314,1108	306,5911	10064,1099	9823,1781
H2SO4	98,00	0,2961	0,2961	29,0142	29,0142
H2O	18,02	41,0329	48,5526	739,4129	874,9183
ME	298,35	25,3324	32,8521	7557,9196	9801,4284
total	730,76	388,7719	388,7719	20665,1723	20665,0219

### • Bahan masuk reaktor

Komponen	feed (kmol/jam)	Tin, °C	Tr, °C	Cp ( kkal/mol°K )	Cp ( kkal/mol°K )
DALMS	7,9997	70	25	35,2358	0,0296
CH3OH	314,1108	70	25	84,4754	0,6297
H2SO4	0,2961	70	25	145,9792	0,3558
H2O	41,0329	70	25	75,0983	0,9954
ME	25,3324	70	25	1282,7875	1,0269
total	388,7719			1623,5763	3,0374

### • Bahan keluar reaktor

Komponen	product (kmol/jam)	Tin, °C	Tr, °C	Cp ( kkal/mol°K )	Cp ( kkal/mol°K )
DALMS	0,4800	70	25	35,2358	0,0296
CH3OH	306,5911	70	25	84,4754	0,6297
H2SO4	0,2961	70	25	145,9792	0,3558
H2O	48,5526	70	25	75,0983	0,9954

ME	32,8521	70	25	1282,7875	1,0269
total				1623,5763	3,0374

$$\Delta H_r = \Delta H_{f,298} + \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -262189,2053 \text{ kcal/jam (reaksi eksotermis)}$$

• **Kebutuhan air pendingin**

Panas dari reaktor diserap oleh air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 55°C.

$$T_{\text{pendingin masuk}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{pendingin keluar}} = 50^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Kebutuhan air pendingin

$$= \frac{Q}{C_{px} \Delta T}$$

$$= 12.527,4134 \text{ kg/jam}$$

$$= 27.622,9466 \text{ lb/jam}$$

❖ **Koil pendingin reaktor 1**

Dipilih pendingin: air

Diambil : suhu masuk = 30°C

Suhu keluar = 50°C

Sifat-sifat fisis air diambil pada suhu rata-rata yaitu 40°C

$$\rho \text{ air} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$c_p \text{ air} = 1 \text{ kal/g}^\circ\text{C}$$

$$\mu \text{ air} = 0,7000 \text{ cP}$$

$$k \text{ air} = 0,3600 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F}$$

- **Menentukan diameter minimum koil**

Untuk aliran dalam koil / tube, batasan kecepatan antara ( 1.2 - 2.5 ) m/s  
( Coulson, p.534 )

Dipilih kecepatan air pendingin = 2,5000 m/s

Debit air pendingin = 13,5950 m<sup>3</sup>/jam

$V = 2,5000 \text{ m/s} = 9.000,0000 \text{ m/jam}$

Luas Penampang A = 0,0015 m<sup>2</sup> = 0,0163 ft<sup>2</sup>

$A = (\pi \cdot (ID)^2)/4$

ID = 0,0439 m = 1,7270 in

- **Dipilih diameter standard ( Kern, 1965 tabel 11, p.844)**

Nominal pipe size (NPS) = 2 in

Schedule Number = 40

OD = 2,38 in = 0,1983 ft = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,1722 ft

Luas Penampang ( A' ) = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0233 ft<sup>2</sup>

Luas Perpan / panjang ( a'' ) = 0,622 ft<sup>2</sup>/ft

- **Menentukan hi**

$\rho \text{ air} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4300 \text{ lb/ft}^3$

$\mu \text{ air} = 0,7000 \text{ cP} = 1,6940 \text{ lb/ft.j} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$

Gt = kecepatan aliran massa / luas penampang

$Gt = W / A = 1.288.563,0241 \text{ lb/ft}^2.j = 357,9345 \text{ lb/ft}^2.s$

$v = Gt / \rho = 20.640,1381 \text{ ft/jam} = 1,7475 \text{ m/s} = 5,7334 \text{ ft/s}$



Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$Re_t = \frac{ID \cdot G_t}{\mu} = 131.024,1866$$

Untuk suhu 10°C (50°F),  $Re_t = 131.024,1866$

dengan nilai  $Re = 131.024,1866$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh :

nilai $j_H$	=	200	$pr^{0.33}$	=	1,2481
			$j_H$	=	200
			$k/D$	=	2,0900
			$hi$	=	521,7212

$$j_H = \frac{hi \cdot D}{k} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

sehingga diperoleh :

$$hi = 521,7212 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

- **Menentukan  $h_{io}$**

$$h_{io} = hi \frac{ID}{OD} = 453,1083 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$hio_{\text{koil}} = hio_{\text{pipa}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

Diambil D spiral koil = 80% (Diameter tangki)

Diambil D spiral koil = 142,8 in

hio koil = 476,064 Btu/ft<sup>2</sup>.j.°F

KOMPONEN	feed, kg/jam	fraksi berat, xi	Cp, kkal/kg	xi.cp
DALMS	9477,9817	0,4586	0,0296	0,0136
CH3OH	10875,7598	0,5263	0,6297	0,3314
ME	0,0000	0,0000	1,0269	0,0000
H2SO4	29,0142	0,0014	0,3558	0,0005
H2O	282,9232	0,0137	0,9954	0,0136
TOTAL	20665,6790	1,0000	3,0374	0,3591

cpm = 0,3591 kkal/kg°C

= 1,4251 Btu/lb F

- **Menentukan ho**

Untuk Tangki berpengaduk yang dilengkapi baffle dan koil, maka koefisien perpindahan panas dari koil dihitung dengan persamaan 20-4

$$ho = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

(Kern, 1965)

Dengan :

Lp = diameter disk plate turbin, ft = 59,5000 in = 4,9571 ft

N = kecepatan putar pengaduk, rpj = 0,9333 rps = 3.360,0000 rpj

ρ = densitas rata-rata fluida = 853,9081 kg/m<sup>3</sup> = 53,3163 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \mu = \text{viskositas rata-rata fluida} &= 0,0182 \text{ cp} = 0,0441 \text{ lb/ft.j} \\ cp = \text{kapasitas panas} &= 0,3591 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} = 0,3591 \text{ Btu/lb F} \\ k = \text{konduktivitas panas} &= 0,1394 \text{ Btu/ft}^2.\text{j.}^\circ\text{F} \\ OD = \text{diameter luar pipa koil} &= 2,3800 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} \\ D = \text{diameter dalam reaktor} &= 2,0670 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft} \\ \mu / \mu_w &= 1,0000 = 1,0000 \end{aligned}$$

$$k/D = 0,8093$$

$$Re^{0.67} = 228893,5842$$

$$Pr^{0.33} = 0,4842$$

$$\text{maka, } h_o = 78038,7241 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

- **Menentukan koefisien perpindahan panas overall**

Menghitung  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = 473,1770 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

Untuk kecepatan air

$$= 2,5 \text{ m/s}$$

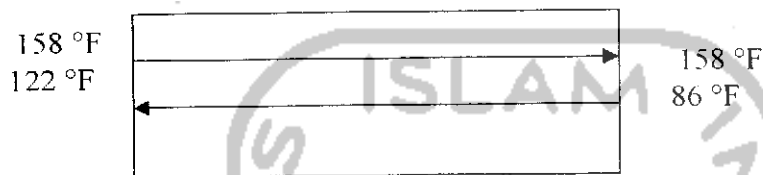
dan suhu  $< 125^\circ\text{F}$ , maka diambil :

$$RD = 0,0020$$

$$\text{sehingga : } h_D = 1/RD = 500 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c} = 243,1094 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

- **Menentukan Luas Bidang Transfer Panas**



$$A = \frac{Q_{\text{total}}}{U_D * \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$\Delta t_1 = 36,0 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = 72,0 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 51,9370 \text{ °F}$$

$$A = 85,4550 \text{ ft}^2 > \text{ dari (A shell + A bottom)}$$

Dari spesifikasi pipa koil dengan diameter nominal = 2 in

$$\text{Panjang pipa, L pipa koil} = \frac{A}{a''}$$

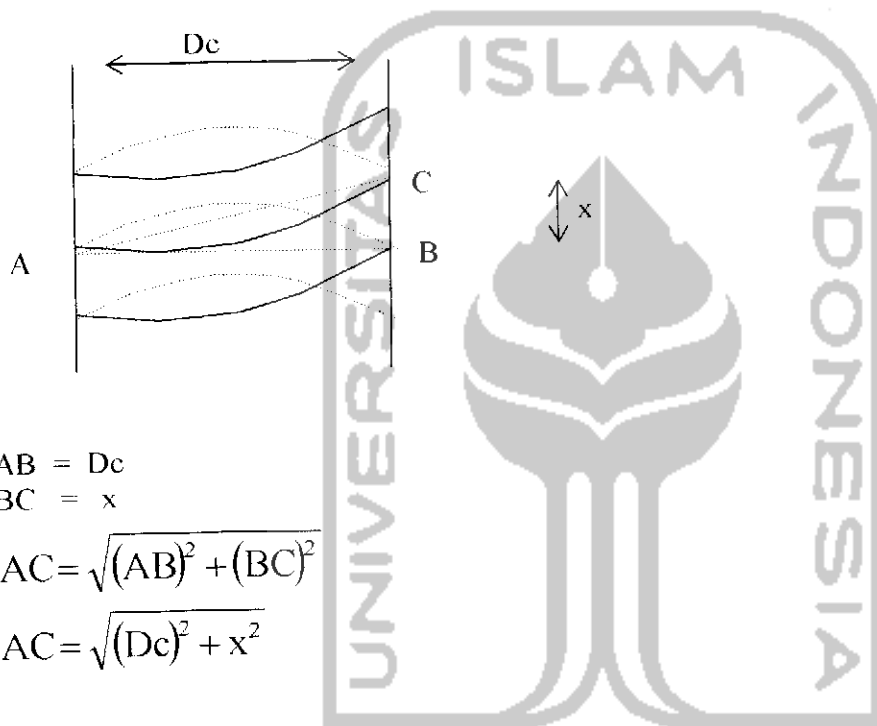
$$\text{sehingga panjang koil} = 137,3874 \text{ ft} = 41,8757 \text{ m}$$

$$= 1.648,6440 \text{ in}$$

- **Menentukan jumlah lengkungan koil**

$$D_c = 0.8 \cdot (\text{ID tangki reaktor})$$

$$\begin{aligned} D_{\text{coil}} &= 142,8 \text{ in} &= 11,9000 \text{ ft} \\ & &= 3,6271 \text{ m} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} AB &= D_c \\ BC &= x \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(D_c)^2 + x^2}$$

$$\text{busur AB} = \frac{1}{2} \times \pi \times D_c$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2} \times \pi \times AC$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil : } x &= 0.5 \times \text{OD} \\ x &= 1,19 \text{ in} &= 0,0992 \text{ ft} \end{aligned}$$

Keliling dua lingkaran lengkungan koil, K lilitan adalah :

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi (D_c) + \frac{1}{2} \pi (AC)$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi (D_c) + \frac{1}{2} \pi ((D_c^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} = 37,3666 \text{ ft}$$

Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor

$$= 3,6767 \approx 4 \text{ lilitan}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \cdot \text{OD} \\ \text{Tinggi tumpukan koil} &= 0,8585 \text{ ft} \quad - \quad 0,2617 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan akan naik karena adanya volume dari koil.  
Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$\text{Tinggi cairan dlm shell (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dlm shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$\begin{aligned} Zc &= 6,660 \text{ m} &= 262,2201 \text{ in} \\ \text{Karena tinggi tumpukan koil} &= 0,2617 \text{ m, dan koil ada di shell saja,} \\ \text{maka koil masih tercelup di dalam cairan.} \end{aligned}$$

- **Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil**

$$\begin{aligned} \text{Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil} \\ &= Zc + b + sf \\ &= 296,8079 \text{ in} \quad = \quad 7,5389 \text{ m} \\ \text{Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil} \\ &= (\text{tinggi cairan stl ada koil} - \text{tumpukan koil}) / 2 \\ &= 3,6386 \text{ m} \end{aligned}$$

$b + sf = 0,8785 \text{ m}$   
 Karena jarak dasar tangki ke bag bawah koil  $> (b+sf)$ , maka asumsi bahwa koil tercelup di shell saja adalah benar.

- **Menghitung Pressure Drop**

$$\begin{aligned} \text{Untuk } Re &= 131.024,1866 \\ \text{diperoleh koefisien friksi ( f )} &= 0,0030 \\ Gt &= 1288563,0241 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{j} = 8948,3543 \text{ lb/in}^2 \cdot \text{j} \end{aligned}$$

Karena yang mengalir dalam tube adalah air,  $s = 1$ , dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan  $\mu = \mu_w$ , sehingga  $\theta t = 1$ .

$$\Delta P_T = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L_{\text{coil}}}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \theta t}$$

$$\Delta P_T = 7,6111 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$$

❖ **Koil pendingin reaktor 2**

Dipilih pendingin: air

Diambil : suhu masuk = 30°C  
 Suhu keluar = 50 °C

Sifat-sifat fisis air diambil pada suhu rata-rata yaitu :40°C

$\rho$  air = 1000 kg/m<sup>3</sup>

$c_p$  air = 1 kal/g°C

$\mu$  air = 0,7000 cP

$k$  air = 0,3600 Btu/j.ft.°F

• **Menentukan diameter minimum koil**

untuk aliran dalam koil / tube, batasan kecepatan antara ( 1.2 - 2.5 ) m/s  
 ( Coulson, p.534 )

Dipilih kecepatan air pendingin = 2,5000 m/s  
 Debit air pendingin = 12,5274 m<sup>3</sup>/jam

$V = 2,5000 \text{ m/s} = 9.000,0000 \text{ m/jam}$   
 Luas Penampang A = 0,0014 m<sup>2</sup> = 0,0150 ft<sup>2</sup>  
 $A = (\pi \cdot (ID)^2) / 4$   
 ID = 0,0421 m = 1,6578 in

**Dipilih diameter standard ( Kern, 1965 tabel 11, p.844)**

Nominal pipe size (NPS) = 2 in

Schedule Number = 40

OD = 2,38 in = 0,1983 ft = 0,0605 m  
 ID = 2,067 in = 0,1722 ft

Luas Penampang ( A' ) = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0233 ft<sup>2</sup>

Luas Perpan / panjang ( a'' ) = 0,622 ft<sup>2</sup>/ft

• **Menentukan hi**

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} &= 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4300 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu_{\text{air}} &= 0,7000 \text{ cP} = 1,6940 \text{ lb/ft.j} = 0,0005 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Gt = kecepatan aliran massa / luas penampang

$$Gt = W / A = 1.187.374,4956 \text{ lb/ft}^2.\text{j} = 329,8265 \text{ lb/ft}^2.\text{s}$$

$$v = Gt / \rho = 19.019,3053 \text{ ft/jam} = 1,6103 \text{ m/s} = 5,2831 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$Ret = \frac{ID.Gt}{\mu} = 120.735,0937$$

Untuk suhu 10°C (50°F), Ret = 120.735,0937

dengan nilai Re = 120.735,0937

Dari fig. 24 Kern, diperoleh :

nilai jH = 200  $pr^{0.33} = 1,2481$

$$jH = \frac{hi.D}{k} \left( \frac{cp.\mu}{k} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \frac{jH}{k/D} = 200$$

$$hi = 521,7212$$

sehingga diperoleh :

hi = 521,7212 Btu/ft<sup>2</sup>.j.°F



- **Menentukan Nilai hio**

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 453,1083 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral_{koil}}} \right)$$

Diambil D spiral koil = 80% (Diameter tangki)

Diambil D spiral koil = 142,8 in

hio koil = 476,064 Btu/ft<sup>2</sup>·j·°F

KOMPONEN	feed, kg/jam	fraksi berat, xi	Cp, kkal/kg	xi·cp
DALMS	2274,7156	0,1101	0,0296	0,0033
CH3OH	10064,1099	0,4870	0,6297	0,3067
ME	7557,9196	0,3657	1,0269	0,3756
H2SO4	29,0142	0,0014	0,3558	0,0005
H2O	739,4129	0,0358	0,9954	0,0356
TOTAL	20665,1723	1,0000	3,0374	0,7216

$$\begin{aligned} c_{pm} &= 0,7216 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \\ &= 2,8637 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- **Menentukan ho**

Untuk Tangki berpengaduk yang dilengkapi baffle dan koil, maka koefisien perpindahan panas dari koil dihitung dengan persamaan 20-4

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

(Kern, 1965)

Dengan :

$$L_p = \text{diameter disk plate turbin, ft} = 59,5000 \text{ in} = 4,9571 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk, rpj} = 0,9333 \text{ rps} = 3.360,0000 \text{ rpj}$$

$$\rho = \text{densitas rata-rata fluida} = 853,9081 \text{ kg/m}^3 = 53,3163 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viskositas rata-rata fluida} = 0,0182 \text{ cp} = 0,0441 \text{ lb/ft j}$$

$$c_p = \text{kapasitas panas} = 0,7216 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} = 0,7216 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$k = \text{konduktivitas panas} = 0,1394 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$OD = \text{diameter luar pipa koil} = 2,3800 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$D = \text{diameter dalam reaktor} = 2,0670 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$\mu / \mu_w = 1,0000 = 1,0000$$

$$k/D = 0,8093$$

$$Re^{0.67} = 228893,5842$$

$$Pr^{0.33} = 0,6111$$

$$\text{maka, } h_o = 98478,5352 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

- **Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Overall**

Menghitung  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = 473,7732 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\text{Untuk kecepatan air} = 2,5 \text{ m/s}$$

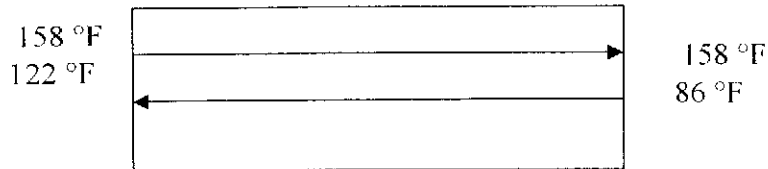
dan suhu  $< 125^\circ\text{F}$ , maka diambil :

$$RD = 0,0020$$

$$\text{sehingga : } h_D = 1/RD = 500 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c} = 243,2667 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

- **Menentukan Luas Bidang Transfer Panas**



$$A = \frac{Q_{\text{total}}}{U_D * \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$\Delta t_1 = 36,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 72,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 51,9370 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 78,6934 \text{ ft}^2 > \text{ dari (A shell + A bottom)}$$

Dari spesifikasi pipa koil dengan diameter nominal = 2 in

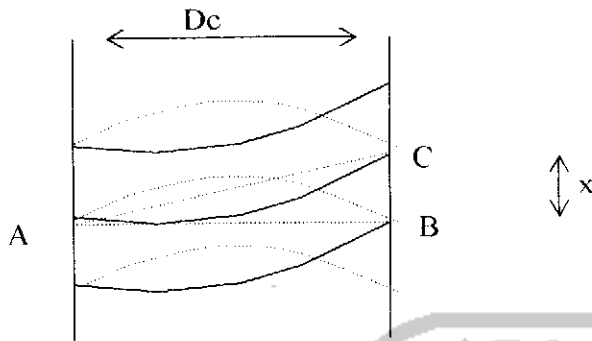
$$\text{Panjang pipa, L pipa koil} = \frac{A}{a''}$$

$$\text{sehingga panjang koil} = 126,5168 \text{ ft} = 38,5623 \text{ m} = 1.518,1966 \text{ in}$$

- **Menentukan Jumlah Lengkungan Koil**

$$D_c = 0.8 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_{\text{coil}} = 142,8 \text{ in} = 11,9000 \text{ ft} = 3,6271 \text{ m}$$



$$AB = Dc$$

$$BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(Dc)^2 + x^2}$$

$$\text{busur AB} = \frac{1}{2} \times \pi \times Dc$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2} \times \pi \times AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0.5x \text{ OD}$$

$$x = 1,19 \text{ in} = 0,0992 \text{ ft}$$

Keliling dua lingkaran lengkungan koil, K lilitan adalah :

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi (Dc) + \frac{1}{2} \pi (AC)$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi (Dc) + \frac{1}{2} \pi ((Dc^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} = 37,3666 \text{ ft}$$

Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}} = 3,3858 \approx 4 \text{ lilitan}$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \times x + N \times \text{OD}$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,8585 \text{ ft} = 0,2617 \text{ m}$$

Tinggi cairan akan naik karena adanya volume dari koil.  
Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$\text{Tinggi cairan dlm shell } (Zc) = \frac{V_{\text{cairan dlm shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$Z_c = 6,660 \text{ m} = 262,2201 \text{ in}$   
 Karena tinggi tumpukan koil = 0,2617 m, dan koil ada di shell saja, maka koil masih tercelup di dalam cairan.

- **Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil**

Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil

$$= Z_c + b + sf$$

$$= 296,8079 \text{ in} = 7,5389 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil

$$= (\text{tinggi cairan stl ada koil} - \text{tumpukan koil}) / 2$$

$$= 3,6386 \text{ m}$$

$$b + sf = 0,8785 \text{ m}$$

Karena jarak dasar tangki ke bag bawah koil > (b+sf), maka asumsi bahwa koil tercelup di shell saja adalah benar.

- **Menghitung Pressure Drop**

Untuk  $Re = 120.735,0937$

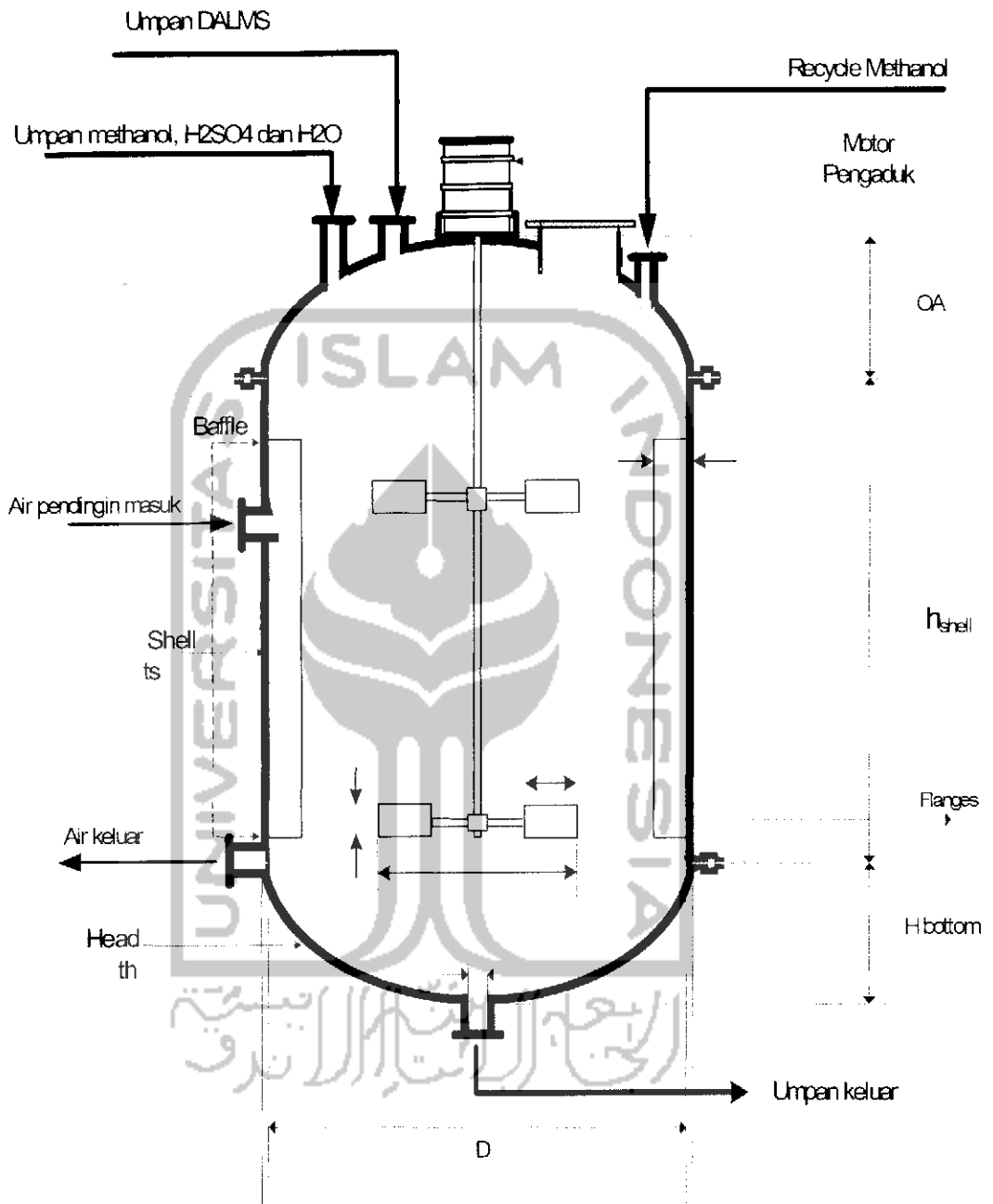
diperoleh koefisien friksi ( $f$ ) = 0,0004

$$Gt = 1187374,4956 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{j} = 8245,6562 \text{ lb/in}^2 \cdot \text{j}$$

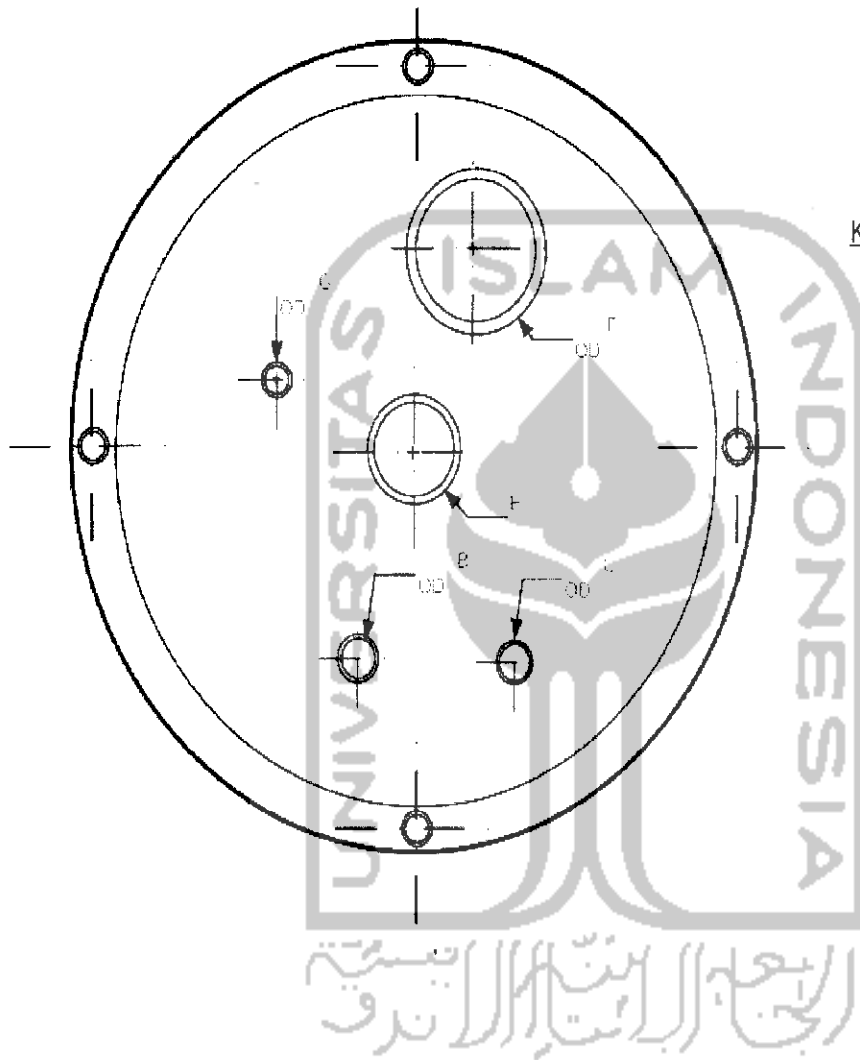
Karena yang mengalir dalam tube adalah air,  $s = 1$ , dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan  $\mu = \mu_w$ , sehingga  $\theta_t = 1$ .

$$\Delta P_T = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L_{\text{coil}}}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \theta_l}$$

$$\Delta P_T = 0,6943 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$$



Gambar Reaktor (RATB-01)



Keterangan:

- B : Pipa Umpan TG
- C : Pipa Umpan Methanol & KOH
- E : Motor Pengaduk
- F : Man Hole
- G : Pipa Recycle Methanol

Gambar Penampang Atas Reaktor ( RATB-01 )

Torispherical head